



TESIS

**STUDI BIOKINETIK DARI *BIOCARRIER* PADA
REAKTOR ANAEROBIK DUA TAHAP DENGAN
KONDISI TERMOFILIK**

LINA INDAWATI
NRP. 3312 201 012

DOSEN PEMBIMBING
IDAA. Warmadewanthi, ST., MT., PhD.
Prof. Chettiyappan Visvanathan

PROGRAM MAGISTER TEKNIK LINGKUNGAN
FAKULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN
PROGRAM PASCASARJANA
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2015



THESIS

A BIOKINETIC STUDY OF BIOCARRIERS IN THERMOPHILIC TWO STAGE ANAEROBIC REACTORS

LINA INDAWATI
NRP. 3312 201 012

SUPERVISORS:
IDAA. Warmadewanthi, ST., MT., PhD.
Prof. Chettiyappan Visvanathan

ENVIRONMENTAL ENGINEERING MAGISTER PROGRAM
FACULTY OF CIVIL ENGINEERING AND PLANNING
PASCASARJANA PROGRAM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2015

TESIS

**STUDI BOKINETIK DARI *BIOCARRIER* PADA REAKTOR
ANAEROBIK DUA TAHAP DENGAN KONDISI TERMOFILIK**

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (MT)
di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

oleh :

LINA INDAWATI
3312201012

Tanggal Ujian: 16 Januari 2015
Periode Wisuda: Maret 2015

Disetujui oleh:

1. **IDAA. Warmadewanthi, ST., MT., Ph.D.**
NIP. 19750212 199903 2 001

(Pembimbing)

2. **Ipung Fitri Purwanti, ST., MT., Ph.D.**
NIP. 19711114 200312 2 000

(Penguji)

3. **Alia Damayanti, ST., MT., Ph.D.**
NIP. 19770209 200312 2 001

(Penguji)

5. **Arseto Yekti Bagastvo, ST., MT., M.Phil., Ph.D.**
NIP. 19820804 200501 1 000

(Penguji)

Direktur Program Pascasarjana,

Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT.
NIP. 19640405 199002 1 001

STUDI BIOKINETIK DARI *BIOCARRIER* PADA REAKTOR ANAEROBIK DUA TAHAP DENGAN KONDISI TERMOFILIK

Nama Mahasiswa : Lina Indawati
NRP : 3312201012
Pembimbing : IDAA Warmadewanthi, ST., MT., PhD.
: Prof. Chettiyappan Visvanathan

ABSTRAK

Pada anaerobik satu tahap kondisi optimum antara *acidogens* dan *methanogens* sulit dicapai jika *Organic Loading Rate* (OLR) tinggi. Ketidakseimbangan antara produksi dan konsumsi (*Volatile Fatty Acid*) VFAs menyebabkan kegagalan pada proses anaerobic satu tahap. Pada penelitian sebelumnya, anaerobik dua tahap digunakan untuk menyelesaikan masalah ini. Selain itu, suhu sangat penting untuk kecepatan reaksi biologis pada proses anaerobik. Pengoperasian pada suhu yang tinggi dapat meningkatkan kemampuan proses anaerobik. Akan tetapi, suhu tinggi dapat menurunkan produksi *Extracellular Polymeric Substance* (EPS) dan pembentukan granular akan terganggu. Masalah ini dapat diselesaikan dengan menambahkan *biocarrier*. Penelitian ini difokuskan pada performa *biocarrier* di dalam pengoperasian reaktor anaerobik dua tahap dengan kondisi termofilik.

Pada percobaan ini reaktor dioperasikan dengan OLR 6 kg COD/m³.d. Selain itu, reaktor dioperasikan dengan suhu 55°C untuk memenuhi kondisi termofilik. PVA-gel digunakan sebagai *biocarrier*. 30 % dari *biocarrier* ditambahkan di setiap kondisi reaktor anaerobik dua tahap .

Dalam penelitian ini, penambahan *biocarrier* dalam reaktor anaerobik dua tahap pada kondisi termofilik meningkatkan koefisien biokinetik dan pertumbuhan biomassa yang memiliki *initial biomass* yang rendah. Nilai μ_m reaktor dua tahap yang ditambahkan *biocarrier* adalah 0,0162 /hari untuk reaktor hidrolisis dan 0,0012/hari untuk reaktor metanogenesis. Sedangkan nilai μ_m reaktor dua tahap tanpa penambahan *biocarrier* adalah 0,0008/hari dan 0,0045/hari untuk reaktor metanogenesis. Nilai K_s reaktor anaerobik dengan penambahan *biocarrier* adalah 0,0072mg/L untuk reaktor hidrolisis dan 0,378 mg/L untuk reaktor metanogenesis. Nilai K_s reaktor anaerobik tanpa penambahan *biocarrier* adalah 52,7 mg/L untuk reaktor hidrolisis and 4,23 mg/L untuk reaktor metanogenesis. Yobs reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* adalah 7,4 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor hidrolisis dan 27,8 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor metanogenesis. Yobs reaktor anaerobik tanpa penambahan *biocarrier* adalah 0,84 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor hidrolisis dan 0,47 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor metanogenesis.

Kata kunci: Anaerobik, *Biocarrier*, Biokinetik, Termofilik

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

A BIOKINETIC STUDY OF BIOCARRIERS IN THERMOPHILIC TWO-STAGE ANAEROBIC REACTORS

Student : Lina Indawati
Student ID : 3312201012
Supervisor : IDAA Warmadewanthi, ST., MT., PhD.
: Prof. Chettiyappan Visvanathan

ABSTRACT

High rate anaerobic processes have been used for the treatment of concentrated municipal and industrial wastewater for over a century. It is difficult to maintain optimum condition between acidogens and acetogens/methanogens at high organic loading rate in single stage anaerobic treatment process. Imbalance between VFAs generation and VFAs consumption lead to instability or failure of anaerobic treatment. In previous study, two-stage is commonly used to solve this problem. Moreover, temperature is important for biological reaction rate of anaerobic process. Operating at high temperature can increase performance of anaerobic process. However, operation at high temperature can reduce Extracellular Polymeric Substance (EPS) and granular formation will be inhibited. This problem can be solved by adding biocarrier. This study focused on the performance of biocarrier thermophilic two-stage anaerobic reactor.

The experimental thermophilic condition of two- stage anaerobic reactors were operated at Organic Loading Rate 6 kg COD/m³.d. Moreover, the reactors were operated at temperature 55 °C to achieve thermophilic conditions. PVA-gel was used as biocarrier. 30% of biocarrier was added in each conditions of two stage anaerobic reactor.

In this study, adding biocarrier in two-stage anaerobic reactor under thermophilic condition improved biokenetic coefficient and biomass growth which had low initial biomass. μ_m value of thermophilic anaerobic reactor with biocarrier was around 0.0162/day. μ_m value of thermophilic anaerobic reactor without biocarrier was arround 0.0008/day. K_s value of thermophilic anaerobic reactor with biocarrier was around 0.0072mg/L for hydrolytic reactor and 0.378 mg/L for methanogenic reactor. K_s value of thermophilic anaerobic reactor without biocarrier was around 52.7 mg/L for hydrolytic reactor and 4.23 mg/L . Yobs value of thermophilic anaerobic reactor with biocarrier was around 7.4 mg biomas/ mg substrat used for hydrolytic reactor and 27.8 mg biomass/mg substrate used for methanogenic reactor. Yobs value of thermophilic anaerobic reactor without biocarrier was around 0.84 mg biomass/substrate used for hydrolytic reactor and 0.47 mg biomass used/substrate used.

Keywords: Anaerobic, Biocarrier, Biokinetic, Thermophilic

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmatnya. Selain itu, laporan ini dapat diselesaikan tak lepas dari dukungan dan bantuan banyak orang yang secara langsung maupun tidak langsung membantu dalam mempersiapkan laporan ini. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih secara khusus kepada:

1. IDAA. Warmadewanthi, ST., MT., Ph.D. selaku pembimbing di ITS
2. Prof. C. Visvanathan selaku pembimbing dan dosen wali ketika di AIT
3. Alia Damayanti, ST., MT., Ph.D. selaku dosen wali ketika di ITS
4. Semua Penguji yang telah memberikan saran dan masukan
5. Direktorat Jendral Pendidikan Tinggi (DIKTI) yang telah memberikan dukungan finansial sehingga program *joint degree* terlaksana
6. Institut Teknologi Sepuluh Nopember yang telah memberikan kesempatan penulis untuk mengikuti program *joint degree*
7. Semua anggota tim peneliti Prof. C. Visvanathan atas kebaikan dan bantuan seperti Mr. Supawat, Kevin, Plat, Ben, Mr. Park, Ter, Ellis, anggota baru dan lain-lain.
8. Teman-teman S2 Teknik Lingkungan angkatan 2012
9. Kedua orang tua dan seluruh keluarga yang telah memberikan kebebasan untuk meraih mimpi saya.

Surabaya, Januari 2015

Penulis,
Lina Indawati

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan dan Manfaat	2
1.4 Ruang Lingkup	3
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA.....	5
2.1 Proses Anaerobik.....	5
2.2 Keuntungan dan Kerugian Proses Anaerobik	6
2.3 Pengaruh pH terhadap Proses Anaerobik	6
2.4 Pengaruh Suhu terhadap Proses Anaerobik	7
2.5 Pengaruh HRT terhadap Proses Anaerobik	8
2.6 Produksi VFA pada Proses Anaerobik	10
2.7 Proses Anaerobik Dua Tahap.....	12
2.8 Seed Sludge.....	13
2.9 Efek <i>Loading Rate</i>	13
2.10 Penghambat Produksi Gas Metan.....	13
2.11 Imobilisasi Sel pada Pengolahan Air Limbah dengan Menggunakan <i>Biocarrier</i>	17
2.11.1 Polyvinyl Alcohol.....	18
2.12 Aglomerasi <i>Biocarrier</i>	18
2.13 Biokinetik.....	19

BAB 3	METODE PENELITIAN	21
3.1	Gambaran Umum	21
3.2	Persiapan dan Karakterisasi Lumpur Anaerobik	22
3.3	Isolasi Bibit Lumpur Anaerobik	22
3.3.1	Isolasi <i>Acidogens</i>	23
3.3.2	Isolasi <i>Metanogens</i>	23
3.4	Persiapan Limbah Sintetik	23
3.5	Reaktor Anaerobik Dua Tahap	24
3.6	Variasi Variabel Penelitian.....	25
3.7	Kondisi Pengoperasian Reaktor	26
3.8	<i>Biocarrier</i>	27
3.9	Parameter Biokinetik	28
3.9.1	Perhitungan Biokinetik	28
3.10	Metode Analisa.....	29
3.10.1	Karakteristik <i>Polyvinyl Alcohol</i> gel.....	30
3.10.2	Komposisi Biogas	30
3.10.3	Volatile Fatty Acid (VFAs).....	30
 BAB 4	 HASIL DAN PEMBAHASAN.....	 31
4.1	Aklimatisasi.....	31
4.2	Reaktor Anaerobik Dua Tahap tanpa Penambahan <i>Biocarrier</i> dengan Variasi HRT	31
4.2.1	Konsentrasi Biomassa	31
4.2.2	Konsentrasi sCOD setiap HRT	33
4.2.3	Persentase Gas Metan	34
4.2.4	VFAs setiap HRT	37
4.2.5	VFAs Removal	39
4.3	Reaktor Anaerobik Dua Tahap dengan Penambahan <i>Biocarrier</i> dengan Variasi HRT	40
4.3.1	Konsentrasi Biomassa	40
4.3.2	Konsentrasi sCOD setiap HRT	41
4.3.3	Persentase Gas Metan	43

4.3.4	VFAs setiap HRT	46
4.3.5	VFAs Removal.....	48
4.4	Perbandingan Reaktor Anerobik Dua Tahap dengan <i>Biocarrier</i> dan tanpa <i>Biocarrier</i>	48
4.4.1	Konsentrasi Biomassa.....	48
4.4.2	Konsentrasi sCOD setiap HRT	54
4.4.3	Removal sCOD setiap HRT	56
4.4.4	Removal VFAs	57
4.5	Biokinetik Studi.....	59
4.5.1	<i>Maximum Spesific Growth</i> (μ_m)	59
4.5.2	Half-Velocity Constants (K_s).....	61
4.5.3	<i>Sludge Yield Observation</i> (Y_{obs})	64
BAB 5	KESIMPULAN DAN SARAN	67
5.1	Kesimpulan	67
5.2	Saran	68
DAFTAR PUSTAKA.....		69
LAMPIRAN A - DATA		75
BIODATA PENULIS		85

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Pengaruh HRT terhadap Efisiensi Removal <i>Suspended Solid</i>	11
Tabel 2.2	Pengaruh OLR terhadap Efisiensi Removal COD dengan <i>Biocarrier</i>	15
Tabel 2.3	Pengaruh OLR terhadap Efisiensi Removal COD tanpa <i>Biocarrier</i>	16
Tabel 2.4	Karakteristik <i>Biocarrier</i>	17
Tabel 2.5	Aglomerasi <i>Biocarrier</i>	18
Tabel 2.6	Parameter Biokinetik yang telah Diteliti	20
Tabel 3.1	Karakteristik Lumpur Anaerobik	22
Tabel 3.2	Limbah Sintetik	23
Tabel 3.3	Variasi Variabel Penelitian	26
Tabel 3.4	Pengoperasian Reaktor Anaerobik Dua Tahap	27
Tabel 3.5	Karakteristik PVA-gel	28
Tabel 3.6	Metoda Analisa Laboratorium	29
Tabel 4.1	μ_m Reaktor Hidrolisis	60
Tabel 4.2	μ_m Reaktor Metanogenesis	60
Tabel 4.3	K_s HE	62
Tabel 4.3	K_s ME	63
Tabel A.1	MLSS dan MLVSS HE 16	75
Tabel A.2	MLSS dan MLVSS HE 18	75
Tabel A.3	MLSS dan MLVSS HE 24	76
Tabel A.4	MLSS dan MLVSS HE 36	76
Tabel A.5	MLSS dan MLVSS ME 32	76
Tabel A.6	MLSS dan MLVSS ME 36	77
Tabel A.7	MLSS dan MLVSS ME 48	77
Tabel A.8	MLSS dan MLVSS ME 72	77
Tabel A.9	sCOD HE 16 dan ME 32	78
Tabel A.10	sCOD HE 18 dan ME 36	78
Tabel A.11	sCOD HE 24 dan ME 48	78
Tabel A.12	sCOD HE 36 dan ME 72	79

Tabel A.13 Rata-Rata Konsentrasi sCOD dan MLVSS Reaktor Hidrolisis	79
Tabel A.14 Rata-Rata Konsentrasi sCOD dan MLVSS Reaktor Metanogenesis	79
Tabel A.15 Konsentrasi Asam Asetat tanpa <i>Biocarrier</i>	79
Tabel A.16 Konsentrasi Asam Propionat tanpa <i>Biocarrier</i>	80
Tabel A.17 Konsentrasi Asam Butirat tanpa <i>Biocarrier</i>	80
Tabel A.18 Konsentrasi Asam Asetat dengan <i>Biocarrier</i>	80
Tabel A.19 Konsentrasi Asam Propionat dengan <i>Biocarrier</i>	81
Tabel A.20 Konsentrasi Asam Butirat dengan <i>Biocarrier</i>	81
Tabel A.21 Nilai pH HE 16 dan ME 32 tanpa <i>Biocarrier</i>	81
Tabel A.22 Nilai pH HE 18 dan ME 36 tanpa <i>Biocarrier</i>	81
Tabel A.23 Nilai pH HE 24 dan ME 48 tanpa <i>Biocarrier</i>	82
Tabel A.24 Nilai pH HE 36 dan ME 72 tanpa <i>Biocarrier</i>	82
Tabel A.21 Nilai pH HE 16 dan ME 32 dengan <i>Biocarrier</i>	82
Tabel A.22 Nilai pH HE 18 dan ME 36 dengan <i>Biocarrier</i>	82
Tabel A.23 Nilai pH HE 24 dan ME 48 dengan <i>Biocarrier</i>	83
Tabel A.24 Nilai pH HE 36 dan ME 72 dengan <i>Biocarrier</i>	83

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Proses Anaerobik	6
Gambar 2.2 Skema Reaktor Anaerobik Dua Tahap	12
Gambar 3.1 Kerangka Penelitian.....	21
Gambar 3.2 Susunan Reaktor Anaerobik Dua Tahap	24
Gambar 3.3 Konsep Susunan Reaktor Anaerobik Dua Tahap	25
Gambar 4.1 MLVSS Reaktor Hidrolisis	32
Gambar 4.2 MLVSS Reaktor Metanogenesis	32
Gambar 4.3 sCOD Reaktor Hidrolisis	33
Gambar 4.4 sCOD Reaktor Metanogenesis	34
Gambar 4.5 Prosentase Gas Metan pada ME 32	35
Gambar 4.6 Prosentase Gas Metan pada ME 36	35
Gambar 4.7 Prosentase Gas Metan pada ME 48	36
Gambar 4.8 Prosentase Gas Metan pada ME 72	36
Gambar 4.9 Konsentrasi Asam Asetat	37
Gambar 4.10 Konsentrasi Asam Propionat	38
Gambar 4.11 Konsentrasi Asam Butirat	39
Gambar 4.12 Removal VFA.....	39
Gambar 4.13 MLVSS Reaktor Hidrolisis	40
Gambar 4.14 MLVSS Reaktor Metanogenesis	41
Gambar 4.15 sCOD Reaktor Hidrolisis	42
Gambar 4.16 sCOD Reaktor Metanogenesis	43
Gambar 4.17 Konsentrasi Gas Metan pada ME 32-b	44
Gambar 4.18 Konsentrasi Gas Metan pada ME 36-b	44
Gambar 4.19 Konsentrasi Gas Metan pada ME 48-b	45
Gambar 4.20 Konsentrasi Gas Metan pada ME 72-B	45
Gambar 4.21 Konsentrasi Asam Asetat	46
Gambar 4.22 Konsentrasi Asam Propionat	47
Gambar 4.23 Konsentrasi Asam Butirat	47
Gambar 4.24 Removal VFA.....	58

Gambar 4.25	MLVSS HE 16 dan HE 16-b	49
Gambar 4.26	MLVSS HE 18 dan HE 18-b	50
Gambar 4.27	MLVSS HE 24 dan HE 24-b	50
Gambar 4.28	MLVSS HE 36 dan HE 36-b	51
Gambar 4.29	MLVSS ME 32 dan ME 32-b	52
Gambar 4.30	MLVSS ME 36 dan ME 36-b	52
Gambar 4.31	MLVSS ME 48 dan ME 48-b	53
Gambar 4.32	MLVSS HE 72 dan HE 72-b	53
Gambar 4.33	Konsentrasi sCOD HE 16, HE 16-b, ME 32, ME 32-b	54
Gambar 4.34	Konsentrasi sCOD HE 18, HE 18-b, ME 36, ME 36-b	54
Gambar 4.35	Konsentrasi sCOD HE 24, HE 24-b, ME 48, ME 48-b	55
Gambar 4.36	Konsentrasi sCOD HE 36, HE 36-b, ME 72, ME 72-b	55
Gambar 4.37	Rata-Rata Removal sCOD pada HE	56
Gambar 4.38	Rata-Rata Removal sCOD pada ME	57
Gambar 4.39	Rata-Rata Total Removal sCOD	57
Gambar 4.40	Removal VFA	58
Gambar 4.41	μ_m HE	60
Gambar 4.42	μ_m ME	61
Gambar 4.43	K_s HE	62
Gambar 4.44	K_s ME	63
Gambar 4.45	Yobs HE	64
Gambar 4.46	Yobs ME	65

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Proses anaerobik lebih ekonomis dalam menghilangkan COD daripada proses aerobik. Proses anaerobik memerlukan sedikit energi dan sedikit biaya dalam pengoperasian serta perawatan dengan sedikit lumpur yang dihasilkan. Proses anaerobik dapat dioperasikan dengan beban organik sampai 32 kg COD/m³.hari. Selain itu, proses anaerobik dapat menghasilkan gas metan yang dapat dimanfaatkan sebagai energi listrik. Akan tetapi, suhu, pH, beban organik harus dikondisikan dengan baik untuk mencapai stabilitas dari proses anaerobik (Metcalf dan Eddy, 2014).

Pada proses anaerobik zat organik didegradasi oleh acidogens menjadi VFAs kemudian didegradasi menjadi asam asetat, hidrogen dan CO₂ oleh acetogens yang selanjutnya asam asetat, hidrogen dan CO₂ dikonversi menjadi gas metan oleh methanogens. *Acidogens* lebih tahan terhadap perubahan pH dari pada methanogens. Oleh karena itu, akumulasi dari VFAs dan rendahnya pH dapat mengganggu *methanogens*. Sehingga sering terjadi ketidakseimbangan antara produksi dan konsumsi VFAs pada proses anaerobik satu tahap. Hal ini dapat diatasi dengan proses anaerobik dua tahap dimana proses hidrolisis dan *acidogenesis* terpisah dengan metanogenesis. Pemisahan dua proses ini akan meningkatkan performa dan stabilitas proses anaerobik. Proses anaerobik dua tahap memiliki keuntungan yang lebih dalam mendegradasi zat organik dan produksi gas metan.

Selain itu, suhu sangat berperan penting dalam proses anaerobik. Reaksi mikroorganisme dalam mendegradasi zat organik lebih cepat terjadi pada kondisi termofilik daripada mesofilik. Akan tetapi pembentukan granulasi dan biofilm lebih mudah dilakukan pada kondisi mesofilik. Hal ini disebabkan pada suhu yang tinggi produksi *extracellular polymeric substances* (EPS) berkurang (Schmidt dan Ahring,

1994; Quarmby dan Forster, 1995). Masalah ini dapat diatasi dengan penambahan *biocarrier* untuk meningkatkan granulasi. Peningkatan granulasi akan memperbaiki performa *biomass* dan mempercepat proses degradasi (Li-Sheng *et al.*, 2007; El-Naas *et al.*, 2013).

Oleh karena itu, penelitian ini difokuskan pada imobilisasi mikroorganisme dengan menggunakan *biocarrier* pada proses anaerobik dengan kondisi termofilik. *Polyvinyl alcohol gel* (PVA-gel) digunakan pada reaktor anaerobik dua tahap pada kondisi termofilik. Reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* sangat mudah diaplikasikan sehingga penelitian ini menggunakan prinsip proses ini. Dengan membandingkan *immobilized cell* and *free cell*, maka akan diketahui reaktor yang memiliki performa yang terbaik dalam degradasi COD, produksi VFA dan produksi gas metan. Selanjutnya, parameter biokinetik diselidiki untuk mengetahui kecocokan dan pengaruh *biocarrier* pada peforma reaktor anaerobik dua tahap dengan kondisi termofilik.

1.2 Rumusan Masalah

1. Bagaimana pengaruh *biocarrier* terhadap performa reaktor anaerobic dua tahap pada kondisi termofilik (55 °C);
2. Bagaimana efisiensi removal COD dan VFAs serta parameter biokinetik dari *biocarrier* pada reaktor anaerobik dua tahap dengan kondisi termofilik (55°C).

1.3 Tujuan dan Manfaat

Tujuan umum pada penelitian ini adalah membandingkan antara reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* (*immobilized cell*) dan reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier* (*free cell*) untuk menemukan kondisi terbaik dari pertumbuhan sel pada reaktor anaerobik dua tahap guna mendukung degradasi COD dan produksi gas metan. Adapun tujuan khusus yang ingin dicapai pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Menganalisis pengaruh *biocarrier* pada performa reaktor anaerobik dua tahap pada kondisi termofilik (55 °C);
2. Membandingkan efisiensi removal sCOD dan VFAs serta parameter biokinetik dari *biocarrier* pada reaktor anaerobik dua tahap dengan kondisi termofilik (55°C).

1.4 Ruang Lingkup

Untuk mencapai objektif diatas maka batasan penelitian ditentukan sebagai berikut:

1. Penelitian ini menggunakan *high strength particulate wastewater* di dalam reaktor anaerobik dua tahap dengan kondisi termofilik.
2. Tepung tapioka digunakan sebagai sumber karbon.
3. Amonium bikarbonat (NH_4HCO_3) dan kalium dihidrogen fosfat (KH_2PO_4) digunakan sebagai sumber nitrogen dan fosfor.
4. Penelitian ini menggunakan limbah cair sintetik.
5. Reaktor anaerobik dua tahap dioperasikan pada kondisi termofilik (55°C)
6. Parameter biokinetik meliputi *maximum specific growth rate* (μ_m), *Specific Yield* (Y), dan *half-velocity constant* (Ks) pada kondisi termofilik (55°C).
7. PVA-gel digunakan sebagai *biocarrier*

8. Variasi variabel penelitian ini adalah *hidrolic retention time* (HRT) dan *biocarrier*
9. Kondisi reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis adalah fakultatif anaerobik.

BAB 2

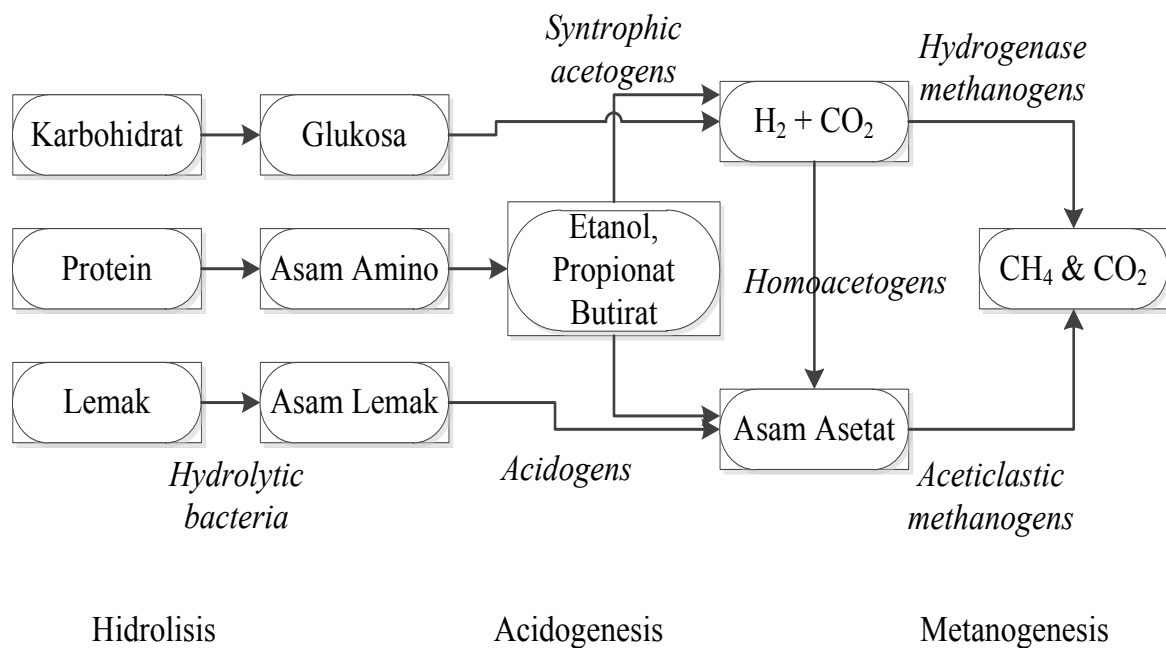
KAJIAN PUSTAKA

2.1 Proses Anaerobik

Fermentasi anaerobik dan oksidasi adalah dua proses yang dapat digunakan untuk mengolah *high-strength wastewater*. Fermentasi anaerobik dan oksidasi dapat mengkonversi zat organik menjadi energi dan memproduksi sedikit *biomass yield*. Proses anaerobik dapat menghemat energi, volume reaktor dan penambahan nutrisi.

Tiga langkah proses anaerobik yang harus dipahami antara lain (1) *hydrolysis*, (2) *acidogenesis*, (3) *Acetogenesis* (tahap lanjutan), (4) *Methanogenesis*. *Hydrolysis* adalah tahap awal yang memecah senyawa organik yang kompleks, seperti karbohidrat, protein, lemak, dipecah menjadi monomer sederhana dengan menggunakan enzim ekstraseluler yang dikeluarkan secara *facultative* dan *obligate anaerob*. Tahap kedua adalah *acinogenesis*. Pada tahap ini, monomer sederhana dikonversi menjadi VFAs (asetat, propionat, dan butirat), CO₂ dan hidrogen oleh bakteri. Pada tahap ini, propionat dan butirat adalah produk intermediet. Produk lanjutan dikonversi menjadi asetat pada fase *acetogenesis* sebelum fase *methanogenesis*. Selanjutnya, *methanogens* mengubah asetat, hidrogen dan CO₂ menjadi gas metan.

Ada dua kelompok *methanogens* yang memproduksi gas metan. Kelompok pertama adalah *acetilastic methanogens* yang mengubah asetat menjadi gas metan dan CO₂. Kelompok kedua adalah *hydrogenotropic methanogens* yang mengkonsumsi hidrogen dan CO₂ membentuk gas metan. Hidrogen digunakan sebagai donor elektron dan CO₂ digunakan sebagai elektron penerima. Pada fase *methanogenesis*, gas metan diproduksi sebanyak 65% oleh *methanogens* dan 35% CO₂. 72% dari 65% gas metan terbentuk dari asam asetat (Metcalf dan Eddy, 2014 ; Wijekoon, 2010). Proses anaerobik dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Proses anaerobik (Sumber: Wijekoon, 2010)

2.2 Keuntungan dan Kerugian Proses Anaerobik

Selain proses aerobik, proses anaerobik adalah alternatif dari proses pengolahan limbah. Keuntungan dari proses anaerobik adalah rendahnya produksi lumpur, rendahnya nutrisi yang dibutuhkan, dan efektif sebagai pengolahan primer. Selain itu, proses anaerobik dapat mengolah limbah yang memiliki OLR yang tinggi. OLR yang mampu diolah dengan proses anaerobik berkisar antara 3.2-32 kg COD/m³.hari. Akan tetapi, proses anaerobik memiliki waktu *start-up* yang lama, berpotensi menimbulkan bau dan korosi jika gas metan tidak ditangani dengan benar. Nutrisi, suhu dan pH dikondisikan secara baik. Nutrisi, suhu dan pH harus dikondisikan secara seimbang diantara produksi VFAs oleh *acidogens* dan kapasitas *methanogens*. Proses anaerobik juga tidak mampu menghilangkan nitrogen and phosphorus (Metcalf dan Eddy, 2014).

2.3 Pengaruh pH terhadap Proses Anaerobik

Pada proses anaerobik, nilai pH harus dipertahankan antara 6,8-7,8 untuk mendukung fase metanogenesis. pH dibawah 6,8 dapat menurunkan kinetik

penggunaan VFAs. Penurunan kinetik penggunaan VFAs pada fase metanogenesis dapat meningkatkan produksi asam butirat yang mana hal itu dapat menghambat fase metanogenesis. Asam butirat juga dapat menimbulkan bau asam. Selain itu, konsentrasi asam asetat yang lebih dari 3000 g/m³ dapat menghambat meskipun nilai pH diatas 7 (Metcalf dan Eddy, 2014). Akan tetapi, Wu *et al.* (2014) menyatakan bahwa konsentrasi 900 g/m³ asam propionik dapat menghambat *methanogens* khususnya pada kondisi termofilik. Kwietniewska dan Tys. (2014) juga menyatakan bahwa produksi gas metan sangat sensitif terhadap perubahan pH. Nilai pH harus dijaga berkisar 7 karena pH dibawah 6,6, produksi gas metan menurun dengan cepat. Hal itu disebabkan kecepatan pertumbuhan *methanogens* yang memproduksi gas metan menurun dengan cepat. Akan tetapi, *acidogens* lebih toleran daripada *methanogens*. Kecepatan pertumbuhan *acidogens* tidak begitu terpengaruh adanya perubahan pH 4-8,5. Akan tetapi, pH optimum untuk *acidogens* berkisar antara pH 5,5-6,5.

2.4 Pengaruh Suhu terhadap Proses Anaerobik

Reaktor anaerobik dapat dioperasikan pada kondisi mesofilik dan termofilik. Suhu pada kondisi mesofilik berkisar padat 25°C - 35°C. Pengoperasian reaktor anaerobik dibawah 25°C akan menyebabkan akumulasi VFAs karena penurunan kinetik penggunaan VFAs. Pengoperasian reaktor anaerobik diatas suhu 30°C memerlukan SRT 40 hari, akan tetapi, pengoperasian pada suhu di atas kondisi mesofilik (kondisi termofilik) dapat memperbaiki performa dan produksi gas metan (Metcalf dan Eddy, 2014). Pernyataan ini juga didukung oleh Kwietniewska dan Tys. (2014) yang menyatakan hubungan produksi gas metan, degradasi zat organik dan suhu. Kwietniewska dan Tys. (2014) menyatakan bahwa suhu mempengaruhi produksi gas metan. Ada tiga jenis suhu diantaranya adalah *Psychrophilic* (25°C), mesofilik (35°C) dan termofilik (55°C). Pada suhu yang tinggi, degradasi zat organik lebih atraktif bila dibandingkan pada suhu yang rendah ketika waktu rentensi cukup pendek. Pada kondisi termofilik, asam lemak lebih cepat didegradasi daripada kondisi mesofilik, akan tetapi, menjalankan reaktor pada suhu yang tinggi memerlukan energi yang tinggi dan sangat sulit untuk mengontrol suhu yang stabil. Produksi gas metan

juga sangat sensitif terhadap perubahan suhu meskipun hanya 1°C.

Temperatur juga mempengaruhi kecepatan pertumbuhan mikroorganisme pada proses anaerobik. Mikroorganisme yang dapat bertahan pada kondisi termofilik dan dapat memiliki kecepatan pertumbuhan optimum ketika suhu di atas 45°C adalah *thermophiles*. Bakteri dan *archaea* juga dapat ditemukan pada tempat yang bersuhu di atas 60°C. Beberapa *mesophiles* dapat tumbuh pada kondisi termofilik akan tetapi kecepatan pertumbuhannya tidak optimum. Akan tetapi, setiap kelompok memiliki batasan suhu untuk bertahan. Termofilik prokariotik dapat bertahan pada suhu yang tinggi dari pada eukariotik. Mereka dapat ditemukan pada tempat yang bersuhu tinggi seperti pemanas air, pembangkit listrik, dan magma. Selain itu, organisme *non-phototropic* memiliki pertumbuhan yang lebih cepat daripada mikroorganisme *phototropic*. Karakteristik enzim termofilik menentukan kemampuan bertahan pada suhu yang tinggi. Struktur enzim termofilik dan mesofilik hampir serupa tetapi mereka memiliki karakteristik yang berbeda. Karakteristik enzim termofilik menentukan kemampuannya untuk bertahan pada suhu yang tinggi. Enzim termofilik lebih stabil pada suhu yang tinggi. Hal itu disebabkan enzim termofilik memiliki larutan yang membungkus protein. Larutan seperti *di-inositol phosphate*, *diglycerol phosphate*, dan *monosylglycerate* memiliki fungsi untuk menstabilkan protein. Enzim-enzim tersebut bersifat hidrofobik yang memiliki resistensi untuk membuka sitoplasma. Oleh karena itu, protein membuat ikatan ion dan menjadi lebih stabil (Abeynayaka, 2009).

2.5 Pengaruh HRT terhadap Proses Anaerobik

Pada reaktor anaerobik dua tahap, HRT memiliki peran penting dalam produksi hidrogen. Produksi hidrogen mempengaruhi produksi gas metan. Hidrogen dikonsumsi oleh *hydrogenotropic methanogens* untuk membentuk gas metan. Ketika reaktor memiliki HRT yang tinggi, produksi gas metan juga lebih tinggi. Ketika OLR berkisar 38 g VS/hari.L dengan 36 jam HRT, produksi gas metan berkisar 31,6% yang mana pH pada reaktor hidrolisis berkisar pada 5,2-5,5 selama pengoperasian 20 hari. Kondisi ini sangat cocok untuk bakteri hidrogen

untuk mengkonversi gula menjadi hidrogen. Kemudian, hidrogen dikonversi menjadi gas metan oleh *hydrogenotropic methanogens*. Akan tetapi, pH tidak cocok untuk *methanogens*. Reaktor tahap pertama mampu mengkonversi 20-30% zat organik menjadi hidrogen kemudian dikonversi menjadi gas metan. Akan tetapi, produksi gas metan dari VFAs lebih disukai dari pada hidrogen. Konsentrasi gas metan selama 3 minggu berkisar 57-65%. Penyangga pH juga diproduksi dengan VFAs dari degradasi protein. Oleh karena itu, penyangga pH dan VFAs harus pada kondisi yang seimbang. Selain itu, degradasi propionat menghambat *acetogenesis* dan membuat akumulasi dibawah tingginya OLR. Itu disebabkan degradasi hidrogen dan karbondioksida menjadi asetat adalah endergonik. Hal lain yang perlu diperhatikan adalah fermentasi gelap. Fermentasi gelap sebaiknya dihindari karena hal itu menghambat reaksi hidrogenase.

Produksi hidrogen dapat digunakan sebagai indikator populasi mikroba. Hidrogen menunjukkan aktifitas mikroba yang mengubah gula menjadi hidrogen. Produksi hidrogen yang tinggi dapat diproduksi pada HRT yang pendek. Aktifitas maksimum *hydrogenotropic methanogens* dapat dicapai pada HRT 1 hari dengan OLR lebih kecil dari 38,8 kg COD/m³hari. Hal itu disebabkan bakteri yang memproduksi hidrogen (*clostridium sp*) lebih mudah beradaptasi pada HRT yang pendek dari pada HRT yang panjang. Akan tetapi, HRT yang rendah memiliki degradasi COD yang rendah. Pada HRT 0,75 hari, COD removal berkisar 80% and 92% untuk total dan terlarut. Akan tetapi, *acidogenesis* tidak dipengaruhi oleh perubahan HRT. Di sisi lain, rendahnya waktu retensi mikroorganisme menjadi penyebab terbatasnya kinetik populasi acidogens untuk mendegradasi COD. COD dikonversi menjadi VFAs dan asam laktat. Asam laktat adalah produk intermediat dari *acidogenesis* yang sulit diidentifikasi pada HRT yang tinggi. *Feeding* yang tidak stabil dapat menyebabkan efek terhadap produksi VFAs. Hal itu dapat mengurangi produksi VFAs. Reaktor *acidogenic* dapat mengurangi 15% dari total dan solubel organik karbon. Rendahnya produksi hidrogen pada reaktor *acidogenic* dapat mengindikasikan rendahnya degradasi COD.

HRT memiliki pengaruh pada VS removal. HRT yang lebih tinggi memiliki VS removal yang lebih tinggi (Tabel 2.1). Selain itu, HRT yang tinggi memiliki fenol removal yang tinggi. Hal itu disebabkan mikroorganisme pada

HRT yang tinggi akan memiliki kemampuan adaptasi terhadap fenol. Fenol removal pada acidogenesis sangat penting karena fenol dapat menghambat produksi gas metan pada reaktor metanogenesis. Setelah 60 hari dijalankan, produksi gas metan akan berkurang, akan tetapi, konsentrasi gas metan berfluktuasi. Selain itu, natrium dan potasium, pH kontroler pada reaktor acidogenesis dapat menghambat *methanogens* pada reaktor metanogenesis (Dareioti dan Cornaros, 2014).

2.6 Produksi VFAs pada Proses Anaerobik

VFAs secara keseluruhan diproduksi dalam 6 hari. Durasi pembentukan VFAs sangat dipengaruhi oleh temperatur. Pembentukan VFAs dapat diperpendek dengan meningkatkan suhu. Misalnya, pada suhu 24,6° C, VFAs secara keseluruhan diproduksi dalam 6 hari, akan tetapi, pada suhu 14°C, VFAs secara keseluruhan diproduksi dalam 14 hari. Pada suhu 14°C, proses tidak terhambat; akan tetapi, kecepatannya berkurang. Produksi VFAs meningkat jika suhu ditingkatkan dari 10 menjadi 30°C dan hal itu menurun jika temperatur diturunkan dari 25 menjadi 8°C pada HRT 30 jam. Selain itu, jenis VFAs yang diproduksi dipengaruhi oleh suhu. Hal itu disebabkan oleh populasi mikroba berubah karena perubahan suhu. Selain itu, pengadukan supernatan akan mempercepat proses anarobik (Yuan *et al.*, 2011).

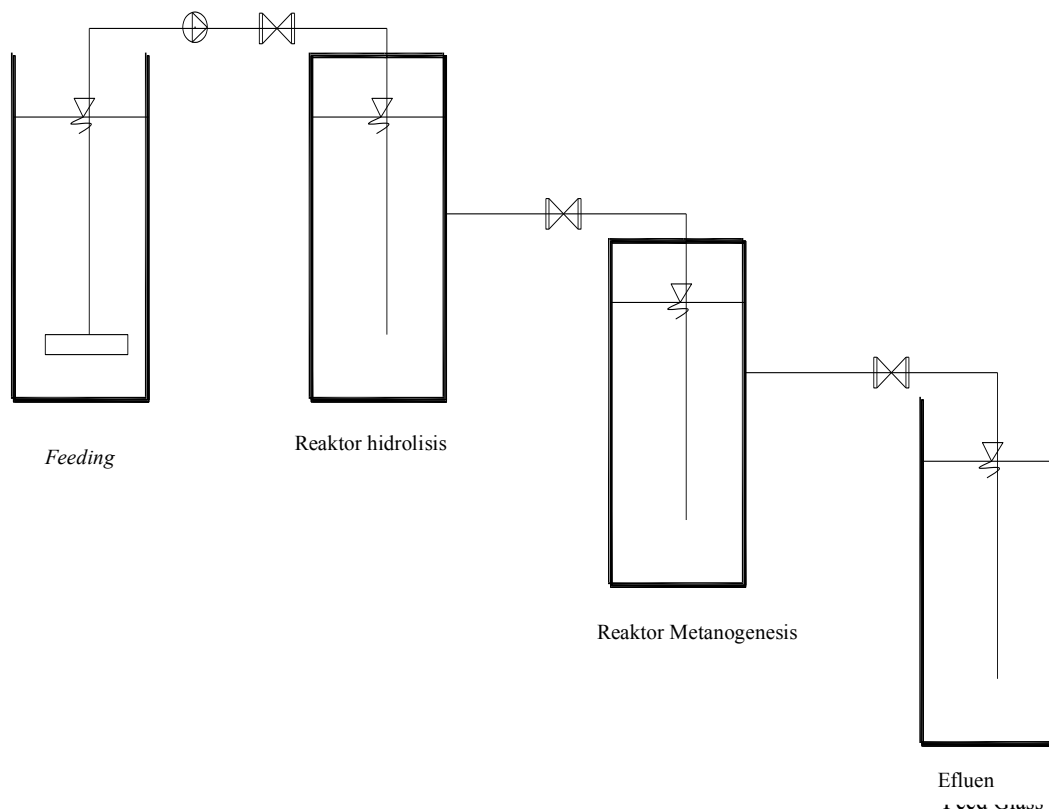
Jenis PVAs bermacam-macam akan tetapi jenis PVA yang diharapkan pada proses anaerobik adalah asam asetat. Menurut Chaikasem *et al.* (2014) produksi VFAs yang paling dominan pada proses hidrolisis adalah asam asetat dan asam butirat. Akan tetapi pada proses anaerobik dengan penambahan PVA-gel akan menurunkan produksi asam asetat dan meningkatkan produksi asam butirat. Meskipun demikian konsentrasi asam butirat tidak melebihi konsentrasi asam asetat. Peningkatan konsentrasi asam butirat disebabkan oleh aktivitas *acidogens* terhadap PVA-gel. Selain itu, setelah penambahan PVA-gel efisiensi removal VFAs menurun dari 88% menjadi 67%. Sistem sangat baik dalam menghilangkan asam asetat dan asam butirat akan tetapi produksi asam propionat semakin meningkat pada reaktor metanogenesis setelah dilakukan penambahan PVA-gel.

Tabel 2.1 Pengaruh HRT terhadap Efisiensi Removal *Suspended Solid*

Air Limbah	Suhu (°C)	OLR	HRT (h)	Bio-carrier	Reaktor	SS Removal (%)	Referensi
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	19 kg COD/m ³ .hari	120	-	<i>Acidogenic reactor</i>	TS=5,87;VS=31,23	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	31,75 kg COD/m ³ .hari	72	-	<i>Acidogenic reactor</i>	TS=8,05;VS=25,81	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	47,5 kg COD/m ³ .hari	48	-	<i>Acidogenic reactor</i>	TS=5,71;VS=27,97	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	95 kg COD/m ³ .hari	24	-	<i>Acidogenic reactor</i>	TS=5,14;VS=26,61	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	126,67 kg COD/m ³ .hari	18	-	<i>Acidogenic reactor</i>	TS=9,46;VS=25,62	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	4,21 kg COD/m ³ .hari	480	-	<i>Methanogenic Reactor</i>	TS=26,11;VS=47,51	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	3,37 kg COD/m ³ .hari	600	-	<i>Methanogenic Reactor</i>	TS=26,32;VS=44,74	Dareoti <i>et al.</i> (2014)
<i>Fatty wastewater (40%)</i>	35	1,8 g COD/L.hari	504	-	<i>Anaerobic Reactor</i>	TS=28;VS=46	Carrere <i>et al.</i> (2012)
<i>Fatty wastewater (10%)</i>	35	1,8 g COD/L.hari	504	-	<i>Anaerobic Reactor</i>	TS=20;VS;42	Carrere <i>et al.</i> (2012)

2.7 Proses Anaerobik Dua Tahap

Pada proses anaerobik dua tahap, fase hidrolisis dan fase metanogenesis terpisah menjadi dua reaktor. Pada proses anaerobik, bakteri *acidogens* yang memproduksi VFAs yang memiliki kecepatan pertumbuhan dan lebih tahan dari pada *methanogens* dan *acidogens* mampu bertahan pada kondisi yang kurang nutrisi. Tingginya kecepatan pertumbuhan *acidogens* dapat memproduksi VFAs yang lebih tinggi. Ketika produksi VFAs melebihi kapasitas *methanogens* hal itu akan menjadi racun bagi *methanogens*. Proses anaerobik dua tahap akan mengontrol produksi VFAs agar seimbang dengan kapasitas *methanogens* dengan mengontrol kecepatan pertumbuhan *acidogens* (Mota *et al.*, 2013). Selain itu, anaerobik dua tahap mampu mengurangi kebutuhan ruang karena itu dapat dioperasikan waktu retensi sekitar 4-5 jam dibanding dengan proses anaerobik dua tahap yang dioperasikan dalam waktu 9-10 jam (Diamantis dan Aivasis, 2007). Skema reaktor anaerobik dua tahap dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Skema reaktor anaerobik dua tahap

2.8 *Seed Sludge*

Lumpur aktif adalah yang umum digunakan untuk aklimatisasi. Lumpur aktif didapatkan dari pengolahan air limbah setelah proses *thickening* yang mana umur lumpurnya sekitar 21 hari di proses *extended aeration* (Carrere *et al.*, 2012). Selain itu, lumpur aktif dapat diperoleh dari pengolahan bak sekunder yang memiliki saringan 1,0 mm mesh untuk menghilangkan partikel besar dan rambut kemudian disimpan dalam suhu 4°C. Lumpur aktif kemudian digunakan sebagai inokulum dan substrat (Yu *et al.*, 2014). Wang *et al.* (2014) menunjukkan bahwa lumpur aktif dari *dissolved air flotation thickener* dengan SRT 15 hari dapat digunakan sebagai inokulum dan substrat (Wang *et al.*, 2014).

2.9 *Efek Loading Rate*

Organic loading rate (OLR) dapat memberikan pengaruh pada efisiensi removal COD. Jika OLR tinggi dan *hydraulic retention time* (HRT) rendah, efisiensi removal COD juga rendah. Efisiensi removal sCOD perlahan turun jika OLR ditingkatkan. Selain itu, VFA juga dipengaruhi oleh OLR. Produksi VFA tinggi jika OLR ditingkatkan. Peningkatan OLR juga berpengaruh pada produksi gas metan. OLR yang tinggi dengan HRT yang rendah dapat menurunkan produksi gas metan Chelliapan *et al.* (2011). Wu *et al.* (2014) juga menyatakan bahwa OLR yang tinggi dapat menyebabkan akumulasi VFAs pada kondisi termofilik. Pengaruh OLR terhadap efisiensi removal COD dapat dilihat pada Tabel 2.2 dan Tabel 2.3.

2.10 *Penghambat Produksi Gas Metan*

a. *Overloading*

Organic loading juga mempengaruhi produksi gas metan. OLR yang tinggi dapat memproduksi gas metan yang tinggi. Akan tetapi, *overload* dapat menimbulkan masalah seperti berkurangnya konsentrasi gas metan. *Overload* memproduksi banyak asam valerik dan asam butirat yang mana hal itu akan menghambat produksi gas metan (Chelliapan *et al.*, 2011).

Table 2.2 Pengaruh OLR terhadap Efisiensi Removal COD dengan *Biocarrier*

Limbah	Suhu (°C)	OLR	HRT (h)	Biocarrier	Reaktor	COD Removal	Referensi
<i>Synthetic Wastewater</i>	35	22,5 kg COD/m ³ .hari	12	PVA -gel	<i>UASB reactor</i>	di atas 87%	Wenjie <i>et al.</i> (2008)
<i>textile wastewater</i>	15-20	2,3 kg COD/m ³ .hari	50, 12	PVA -gel	<i>pilot-scale facultative anaerobic-aerobic pocess</i>	92%	Huifang <i>et al.</i> (1991)
<i>EG synthetic wastewater</i>	35	1 kg COD/m ³ .hari	14.4	PVA -gel	<i>UASB reactor</i>	di bawah 82%	Wenjie and Furukawa (2008)
<i>EG synthetic wastewater</i>	35	10 kg COD/m ³ .hari	8	PVA -gel	<i>UASB reactor</i>	sekitar 96%	Wenjie and Furukawa (2008)
<i>High Strength Corn Steep Liquor</i>	35	25g/L.hari	10	PVA -gel	<i>AFB reactor</i>	96%	Wenjie and Furukawa (2008)
<i>High Strength Corn Steep Liquor</i>	35	29,8g/L.hari	6	PVA -gel	<i>AFB reactor</i>	91%	Wenjie and Furukawa (2008)
<i>High Strength Corn Steep Liquor</i>	35	51,8g/L.hari	6	PVA -gel	<i>AFB reactor</i>	79%	Wenjie and Furukawa (2008)
<i>oilfield wastewater</i>	25	1,17 to 4,21 kg COD/m ³ .hari	10-36	Ceramic	<i>aerobic MBBR</i>	Over 73%	Dong <i>et al.</i> (2011)
<i>Synthetic wastewater</i>	25-35	0,4-35 kgCOD/m ³ .hari	0,22-2	PVA gel	<i>UASB</i>	34-97%	Khanh <i>et al.</i> (2011)
<i>Synthetic wastewater</i>	34	2,15 to 6,29 kg COD m ⁻³ hari ⁻¹	16-30	Active Carbon	<i>Anaerobic Baffled Reactors</i>	87-92%	She <i>et al.</i> (2006)

Tabel 2.3 Pengaruh OLR terhadap Efisiensi Removal COD tanpa *Biocarrier*

Limbah	Suhu (°C)	OLR	HRT (h)	Bio-carrier	Reaktor	COD Removal	Referensi
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	19 kg COD/m ³ .hari	120	-	<i>Acidogenic</i>	tCOD= 80.24%, sCOD=92,04%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	31,75 kg COD/m ³ .hari	72	-	<i>Acidogenic</i>	tCOD= 85,71%, sCOD=93,74%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	47,5 kg COD/m ³ .hari	48	-	<i>Acidogenic</i>	tCOD= 86,76%, sCOD=93,94%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	95 kg COD/m ³ .hari	24	-	<i>Acidogenic</i>	tCOD= 87,91%, sCOD=91,89%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	126,67 kg COD/m ³ .hari	18	-	<i>Acidogenic</i>	tCOD= 64,32%, sCOD=72,15%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	4,21 kg COD/m ³ .hari	480	-	<i>Methanogenic</i>	tCOD=94,55%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Agro-Industrial Wastewater</i>	37	3,37 kg COD/m ³ .hari	600	-	<i>Methanogenic</i>	tCOD=94,46%	Dareoti <i>et al</i> (2014)
<i>Skim Latex Serum</i>	55	25,3 kg COD/m ³ .hari	36	-	<i>UASB</i>	62%	Kongjan <i>et al</i> (2008)
<i>Synthetic wastewater</i>	18-25	0,69 kg COD/m ³ .hari	6	-	<i>hybrid biological</i>	90,3	Jianlong <i>et al</i> (2000)
<i>Synthetic wastewater</i>	18-25	1,27 kg COD/m ³ .hari	6	-	<i>hybrid biological</i>	87,3	Jianlong <i>et al</i> (2000)
<i>Synthetic wastewater</i>	18-25	2,54 kg COD/m ³ .hari	6	-	<i>hybrid biological</i>	83,7	Jianlong <i>et al</i> (2000)

a. Amoniak

Amoniak adalah salah satu nutrisi penting bagi mikroorganisme, akan tetapi, hal itu juga akan menghambat produksi gas metan. Pada suhu yang tinggi amoniak bebas dikeluarkan lebih tinggi dari pada pada suhu yang rendah. Amoniak bebas yang dikeluarkan memacu akumulasi VFAs. Kemudian, itu akan mengganggu aktifitas *methanogens*. *Methanogens* dapat mentoleransi amoniak di setiap fase kecuali *lag-phase* jika konsentrasi amonia di bawah 1700 mg/L (Chelliapan *et al.*, 2011).

b. Sulfur

Sulfur yang dalam bentuk sulfat atau sulfida dapat menjadi penghambat *methanogens*. Sulfat dan sulfida dapat mengubah sel mikroorganisme dengan membentuk rantai silang diantara ikatan polipeptida (Chelliapan *et al.*, 2011).

c. Logam Alkali

Logam alkali seperti kalsium, magnesium, natrium dan potasium dapat menghambat bakteri anaerobik jika dalam jumlah yang berlebih. Selain itu, logam berat dapat menghentikan aktifitas bakteri dengan merusak enzim (Chelliapan *et al.*, 2011).

d. Rasio Propionik terhadap Asetik

Konsentrasi dan jenis VFAs dapat mengindikasikan keberhasilan dari proses anaerobik. Jika rasio asam propionik terhadap asam asetik di atas 1.4 dan konsentrasi asam asetik di bawah 800 mg/L, hal itu menunjukkan proses anaerobik gagal. Selain itu, jika asam valerik dan asam butirat memiliki konsentrasi diatas 6500 mg/L maka *methanogens* akan terhambat (Chelliapan *et al.*, 2011). Pada reaktor hidrolisis terdapat lebih banyak asam asetat dan asam butirat dari pada asam propionat dan asam valerat. Menurut Chaikasem *et al.* (2014) konsentarsi asam asetat dapat mencapai 57% dari total produksi VFAs. Sedangkan asam butirat dapat mencapai 27% dari total produksi VFAs. Selain itu asam propionat cukup toksik untuk mikroorganisme pada proses anaerobik. Sehingga untuk kestabilan reaktor sebaiknya produksi asam propionat dihindari.

2.11 Imobilisasi sel pada Pengolahan Air Limbah dengan Menggunakan *Biocarrier*

Imobilisasi sel adalah salah satu cara membentuk granulasi mikroba. *Biocarrier* bahan yang digunakan untuk tempat menempelnya mikroba. Penempelan mikroorganisme dapat memproduksi tingginya sel mikroorganisme pada air limbah (Wijffels *et al.*, 1996). *Biocarrier* juga dapat membangun *start-up* pada reaktor anaerobik lebih cepat. Bahan yang digunakan sebagai *biocarrier* biasanya adalah *polyvinyl alcohol* (PVA), *alginate*, *carrageenan*, *polycarbamoyl sulphonate*, *polyacrylmaide*. Gel yang alami bagus untuk dijadikan bio-carrier, akan tetapi, gel tersebut sangat lemah, mudah terdegradasi dan mudah terlarut. Oleh karena itu, menggunakan *biocarrier* sintetik atau kombinasi gel sintetik dengan gel alami sangat direkomendasikan (Furukawa *et al.*, 2009; Wijffels *et al.*, 1996). Karakteristik *biocarrier* dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Tabel 2.4 Karakteristik *Biocarrier*

Karakteristik	Gel alami			Gel sintetik		
	Carrageenan	Ca-alginat	Ba-Ca-Alginat	PVA	PCS	PEG
<i>Solubility</i>	****	****	****	*/-	*/-	*/-
<i>Biodegradability</i>	***	***	***	*/-	*/-	*/-
<i>Stability</i>	**	**	***	****	****	****
<i>Diffusivity</i>	***	***	***	***	**	Not reported
<i>Growth</i>	***	***	***	**	**	***
<i>Immobilization procedure</i>	Sederhana	Sederhana	Sederhana	Rumit	Rumit	Rumit

Penjelasan: */- = sangat rendah /tidak ada **= moderat ***=tinggi ****=sangat tinggi

Sumber: Wijffels *et al.* (1996)

2.11.1 *Polyvinyl alcohol*

PVA adalah polimer sintetik. PVA disusun oleh gugus hydroxyl. PVA terbentuk dari polimerisasi *vinyl acetate* menjadi *poly (vinyl) acetate*. Setelah polimerisasi, hidrolisis dari *poly (vinyl) acetate* diperlukan. Kualitas hidrolisis memberikan pengaruh pada konsentrasi asetat dan kelarutannya. Kualitas PVA di pasaran berkisar 98,5%. Oleh karena itu, PVA tidak larut dan tidak dapat didegradasi. PVA memiliki porositas yang luas, permeabilitas terhadap oksigen dan makanan mikroba. PVA juga memiliki kemampuan untuk menyerap air. Selain itu, PVA juga dapat digunakan sebagai *biocarrier* yang baik karena tidak terdegradasi dan tidak larut (Wijffels *et al.*, 1996; Hassan dan Peppas, 1999; Anonim, 2008; Stasko *et al.*, 2009).

2.12 Agglomerasi *Biocarrier*

Boric acid, *calcium nitrate*, *calcium chloride*, *phosphorylated* dapat digunakan sebagai aglonerasi *biocarrier*. *Calcium nitrate* dan *calcium chloride* adalah larutan yang cukup kuat untuk membentuk agglomerasi *biocarrier* dari pada *phosphorylated* dan *boric acid* khususnya untuk agglomerasi PVA. Dengan menggunakan *calcium nitrate* dan *calcium chloride*, struktur agglomerasi lebih kuat dan susah untuk larut ketika disimpan di dalam aquades. *Boric acid* dapat digunakan sebagai agglomerasi yang kuat untuk *biocarrier* jika *boric acid* direaksikan dengan *biocarrier* selama 10 jam. Akan tetapi, menggunakan *boric acid*, pertumbuhan mikroorganisme akan terhambat. Agglomerasi *biocarrier* uang memiliki kekuatan mekanik yang tinggi adalah dengan menggunakan *calcium nitrate* sebagai larutan agglomerasi. *Calcium nitrate* tidak akan rusak dengan kecepatan pengadukan di atas 2500 rpm. Akan tetapi, agglomerasi yang lain akan rusak dengan pengadukan di atas 2000 rpm (Tabel 2.5) (Hongyu *et al.*, 2007).

Tabel 2.5 Agglomerasi *Biocarrier*

Larutan	Kekuatan Mekanik	Kecepatan pembentukan
<i>Calcium Nitrate</i>	Sangat tinggi	Cepat
<i>Calcium Cloride</i>	Tinggi	Cepat
<i>Boric Acid</i>	Rendah	Lama
<i>Phosphorylated</i>	Tinggi	Lama

Sumber: Hongyu *et al.* (2007)

2.13 Biokinetik

Perubahan penggunaan substrat dan pertumbuhan mikroorganisme dapat menjelaskan performa proses biologis dari pengolahan air limbah. Reaksi biologi dan pertumbuhan mikroba harus dipahami dengan baik untuk mendapatkan rancangan dan pengoperasian yang efektif. Perhatian yang utama dari efektifitas rancangan dan pengoperasian adalah removal substrat. Removal substrat dipengaruhi oleh kecepatan penggunaan substrat. Model kecepatan penggunaan substrat untuk substrat yang terlarut dapat dilihat pada persamaan. (2-1). Kecepatan maksimum dari penggunaan substrat dapat terjadi jika air limbah memiliki konsentrasi substrat yang tinggi. Kecepatan penggunaan substrat akan menurun jika konsentrasi substrat di bawah kondisi kritis. Akan tetapi, konsentrasi substrat dirancang dengan kondisi konsentrasi substrat sangat rendah. Oleh karena itu, persamaan Monod untuk kecepatan pertumbuhan spesifik dari bakteri dengan substrat yang terbatas diusulkan. Model persamaan Monod dapat dilihat pada persamaan (2-2). Produksi biomassa yang baru akan setara dengan konsumsi substrat. Selain itu, kecepatan pertumbuhan spesifik akan mencapai maksimumnya ketika substrat dikonsumsi pada kecepatan maksimumnya. Oleh karena itu, pertumbuhan bakteri dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.3-2.4 (Metcalf dan Eddy, 2014). Tabel 2.6 menunjukkan koefisien biokinetik air limbah domestik. Di sisi lain, suhu dan pH harus dikondisikan secara baik karena suhu dan pH mempengaruhi perubahan koefisien biokinetik. Suhu memiliki pengaruh pada koefisien K_s . Selain itu, pH sangat berpengaruh pada kecepatan pertumbuhan (Kim *et al.*, 2013).

$$r_{su} = \frac{kXS}{K_s + S} \quad (2.1)$$

$$r_g = \frac{XS\mu_m}{K_s + S} \quad (2.2)$$

$$r_g = Yr_{su} \quad (2.2)$$

$$\mu_m = kY \quad (2.3)$$

$$r_{su} = \frac{\mu_m XS}{Y(K_s + S)} \quad (2.4)$$

Tabel 2.6 Parameter Biokinetik yang telah Diteliti

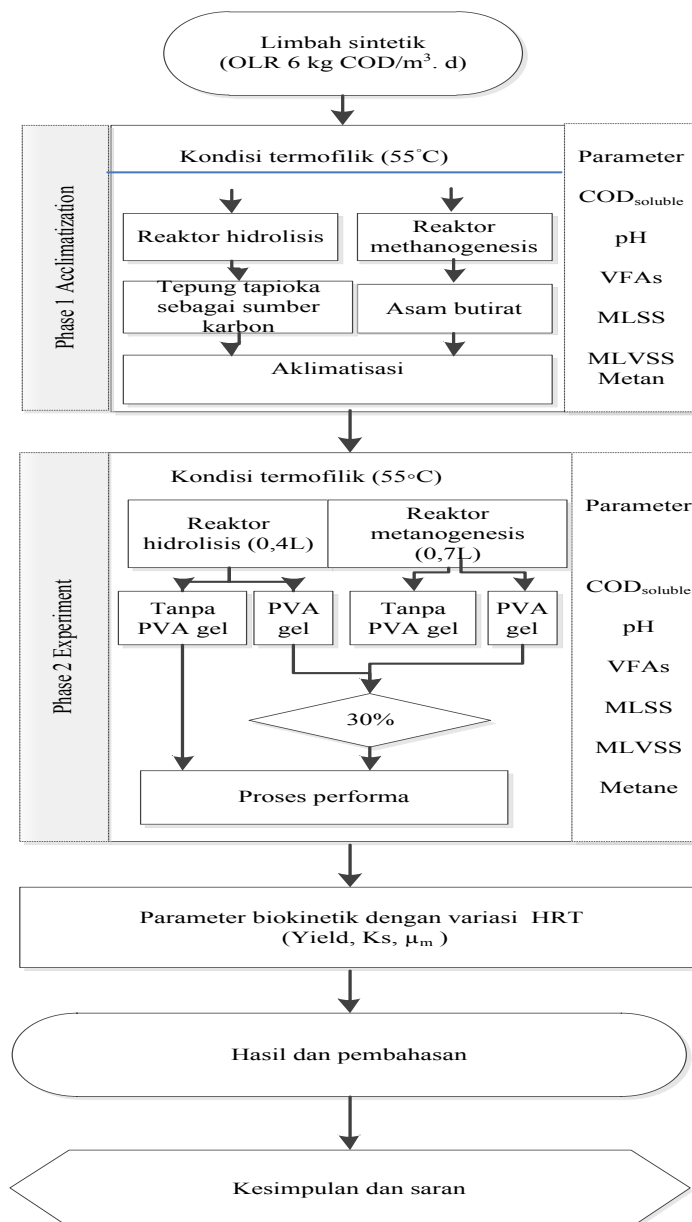
Limbah	Suhu (°C)	OLR	HRT (h)	Reaktor	Ks (mg/L)	μ_m	Kd (d⁻¹)	Yobs (mgvss/mgCOD)	Referensi
<i>Municipal Wastewater</i>	20	16,54 mg COD/L.jam	26,47	<i>MBR</i>	2,37	0,00858/h	0,04844	0,50398	Diaz <i>et al.</i> (2013)
<i>Municipal Wastewater</i>	20	16,54 mg COD/L.jam	26,47	<i>MBBR-MBR</i>	0,96	0,00484/h	0,03135	0,50409	Diaz <i>et al.</i> (2013)
<i>Municipal Wastewater</i>	20	16,54 mg COD/L.jam	26,47	<i>MBBR-MBR</i>	1,24	0,00123/h	0,0326	0,396673	Diaz <i>et al.</i> (2013)
<i>Pharmaceutical wastewater</i>	30	333-2500 mg/L.hari	48-108	<i>Lab-scale activate sludge reactor</i>	2980,5 ± 112	0,77 ± 0,3/d	0,045 ± 0,007	0,481 ± 0,07	Raj dan Anjaneyulu (2005)
<i>Glucose with high salinity</i>	30 ± 0.5	5,0 and 1,0 kg COD/m ³ hari	24	<i>Aerobic treatment system</i>	45	9,95	-	0,57	Dan <i>et al.</i> (2003)
<i>Glucose with high salinity</i>	30 ± 0.5	5,0 and 1,0 kg COD/m ³ hari	24	<i>Aerobic treatment system</i>	55	2,8	-	0,58	Dan <i>et al.</i> (2003)
<i>Glucose with high salinity</i>	30 ± 0.5	5,0 and 1,0 kg COD/m ³ hari	24	<i>Aerobic treatment system</i>	53	1,15	-	0,53	Dan <i>et al.</i> (2003)
<i>Domestic wastewater with high salinity</i>	30 ± 0.5	5,0 and 1,0 kg COD/m ³ hari	24	<i>Aerobic treatment system</i>	5-30	4-8	-	0,5-0,7	Dan <i>et al.</i> (2003)

BAB 3

METODE PENELITIAN

3.1 Gambaran Umum

Pada bab ini berisi tentang langkah-langkah untuk melaksanakan penelitian ini. Percobaan yang telah direncanakan fokus untuk menemukan parameter biokinetik dari *biocarrier*. Gambar 3.1 menjelaskan tentang kerangka penelitian dari studi ini.



Gambar 3.1 Kerangka Penelitian

3.2 Persiapan dan Karakterisasi Lumpur Anaerobik

Bibit lumpur anaerobik diaklimatisasi di kedua reaktor. Lumpur didapatkan dari *upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) dari Pathumthani Brewery Co., Ltd yang mengolah limbah cair *beer*.

Lumpur yang telah terkumpul, kemudian diendapkan pada suhu 4°C selama 24 jam dan diambil konsentrasinya, kemudian diletakkan pada suhu ruang untuk dianalisa pH, MLVSS, SVI, TS, sCOD. Kemudian, karakter bibit lumpur anaerobik dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.1 Karakteristik Lumpur Anaerobik

Karakteristik	Nilai
Rata-rata suhu pada sumber	35 °C
pH	7,3 ± 0,2
<i>Operating Loading Rate</i> pada sumber	2 kg COD/m ³ .hari
TS	3,5±0,3 g/L
MLVSS	1,7±0,02 g/L
SVI	183 mL/g VSS
COD _{soluble}	123±9 mg/L
<i>Sludge Activity</i>	0,43 (kg COD removed/kg MLVSS.hari)

Sumber: Hasil Analisa

3.3 Isolasi Bibit Lumpur Anaerobik

Untuk mengisolasi *acidogens* dan *methanogens* dari bibit lumpur yang tercampur, mikroorganisme yang tercampur diaklimatisasi secara terpisah. Isolasi dilakukan di dalam 500 and 1,000 mL botol sebagai reaktor batch untuk reaktor hidrolisis dan metanogenesis. Tepung tapioka sebagai limbah sintetik dan lumpur anaerobik ditambahkan dalam rasio 1:1(v/v) untuk reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis menggunakan asam butiran dan lumpur anaerobik dalam rasio 1:1 (v/v). Beban organik dan suhu ditingkatkan secara bersamaan secara bertahap

untuk mencapai suhu 55°C. Isolasi acidogens dan methanogens dilakukan dengan menyediakan *feed* and pH yang berbeda.

3.3.1 Isolation *Acidogens*

Tepung tapioka digunakan untuk menyediakan limbah cair sintetis sebagai *feeding* untuk reaktor hidrolisis, sementara NH_4HCO_3 and KH_2PO_4 ditambahkan untuk menjaga rasio COD:N:P pada 100:5:1. pH reaktor hidrolisis dijaga pada kisaran 4.5-5.5 dan HCl digunakan untuk menjaga nilai pH.

3.3.2 Isolasi *Methanogens*

Efluen dari reaktor hidrolisis digunakan sebagai sumber karbon untuk reaktor metanogenesis untuk mengisolasi *methanogenic archaea* dari lumpur aktif. NH_4HCO_3 and KH_2PO_4 ditambahkan untuk menjaga rasio COD:N:P pada 100:5:1. pH reaktor *methanogenic* dikondisikan pada 7,2 dan dijaga nilainya dengan NaHCO_3 .

3.4 Persiapan Limbah Sintetik

Untuk menyelidiki parameter biokinetik dari reaktor anaerobik dua tahap dengan dan tanpa *biocarrier* pada kondisi termofilik, tepung tapioka digunakan sebagai sumber karbon, NH_4HCO_3 and KH_2PO_4 ditambahkan untuk menjaga rasio COD:N:P berkisar pada 100:5:1. Tepung tapioka dilarutkan dengan aquades dan dipanaskan dengan suhu 55°C untuk membentuk larutan (untuk reaktor tahap pertama; reaktor hidrolisis). Untuk reaktor tahap kedua, efluen reaktor hidrolisis digunakan sebagai *feeding* untuk reaktor metanogenesis. Limbah sintetis yang dianalisa dapat dilihat pada Tabel 3.2.

Tabel 3.2 Limbah Sintetik

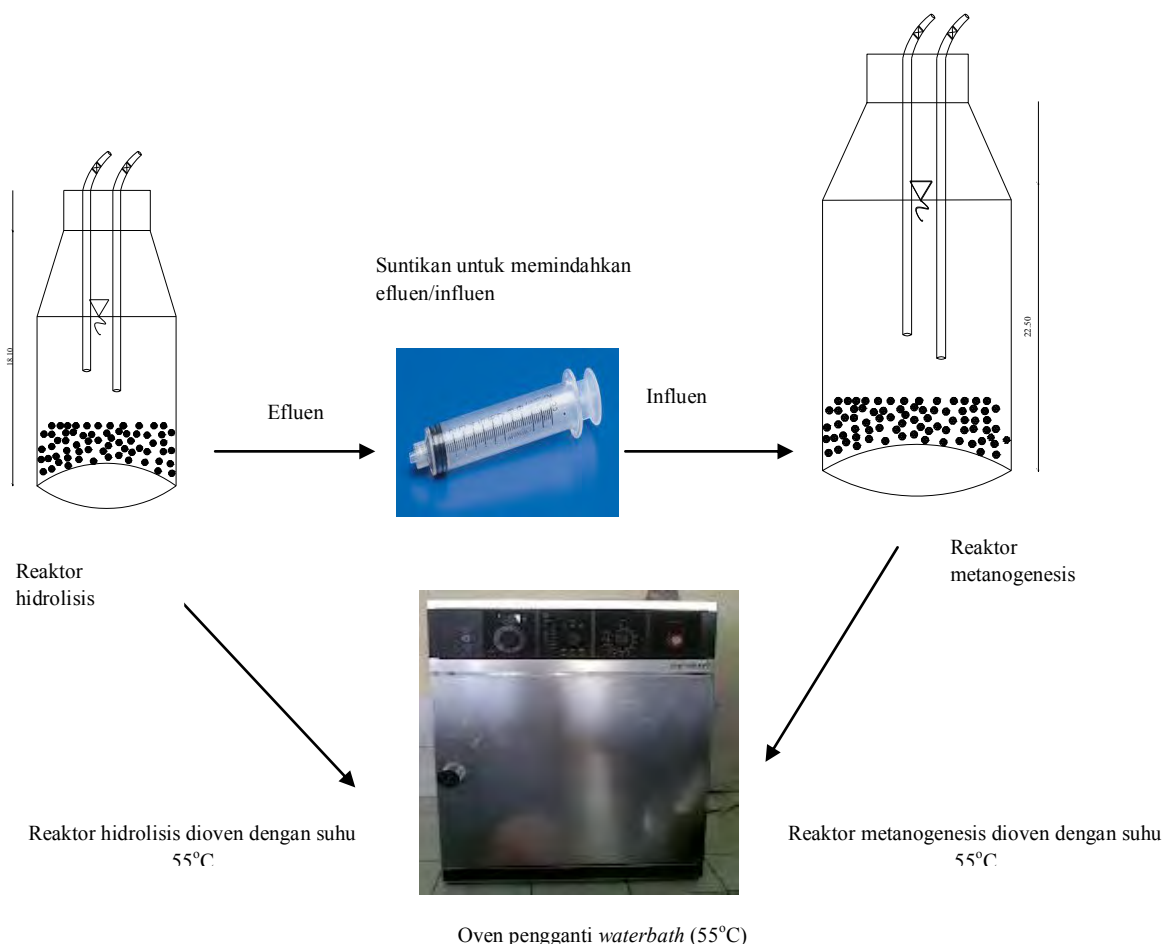
Zat	Jumlah setiap 1 L Limbah sintetis	Keterangan
Tepung tapioka (g)	27	Untuk COD loading 6 kgCOD/m .hari
NH_4HCO_3 (g)	8,9	Untuk rasio COD:N = 100:5
KH_2PO_4 (g)	3,1	Untuk rasio COD:N:P = 100:5:1

Sumber: Hasil Analisa

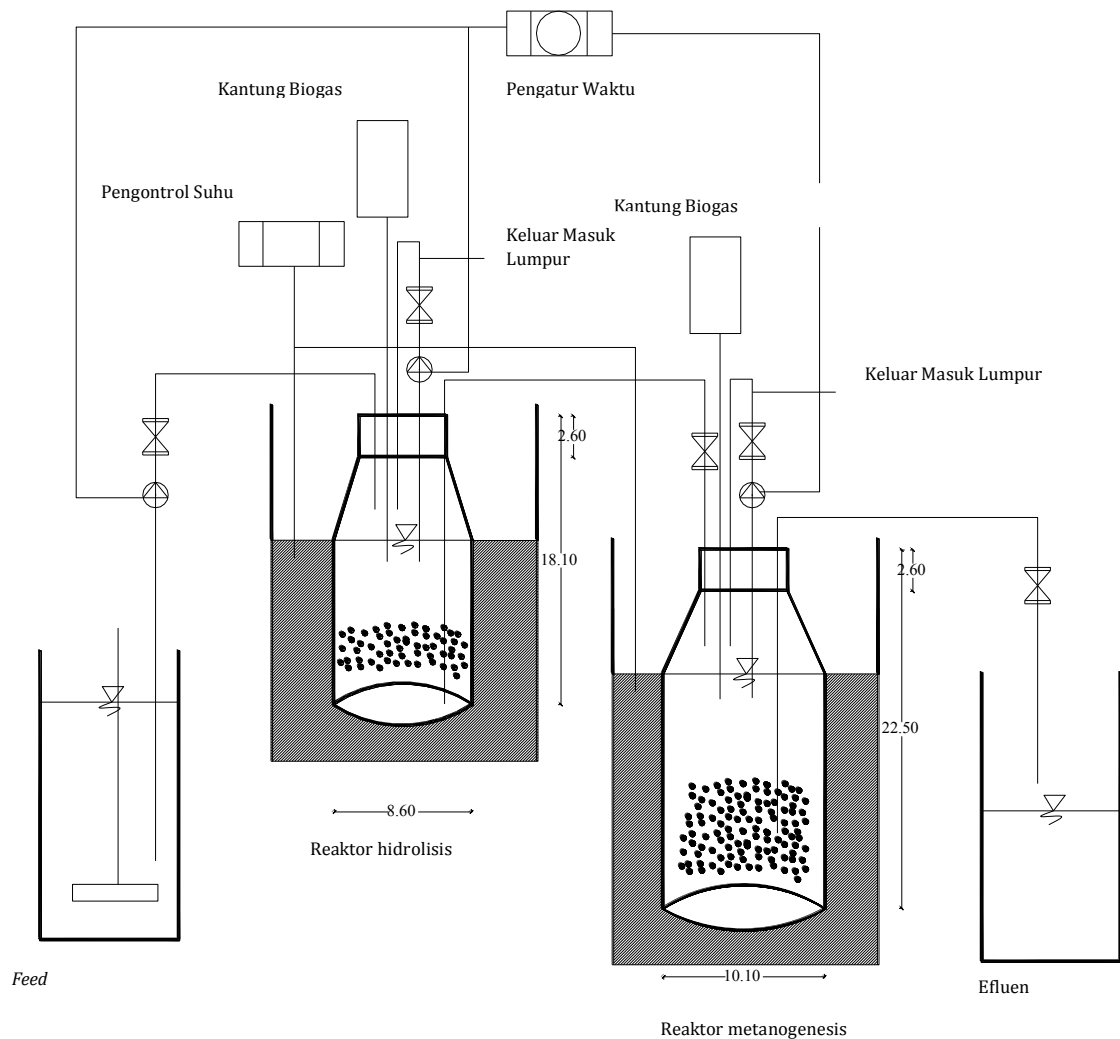
3.5 Reaktor Anaerobik Dua Tahap

Reaktor anaerobik dua tahap dioperasikan dengan OLR 6 kg COD/m³ hari. *biocarrier* ditambahkan pada kedua reaktor untuk isolasi. PVA-gel digunakan sebagai *biocarrier*. Rasio volume *biocarrier* yang ditambahkan adalah 30% v/v dan itu akan dibandingkan dengan reaktor yang tidak ditambahkan *biocarrier*.

Pada penelitian ini dibangun reaktor anaerobik dibangun dua tahap skala laboratorium untuk menyediakan fase hidrolisis dan fase metanogenesis. Botol duran digunakan sebagai reaktor untuk fase hidrolisis dan metanogenesis. Untuk reaktor fase pertama memiliki volume 500 mL dengan volume terpakai 400 mL dan reaktor tahap kedua memiliki volume 1000 mL dengan volume terpakai 700 mL. Untuk susunan reaktor anaerobik dua tahap dengan maupun tanpa *biocarrier* saat pelaksanaan di laboratorium dapat dilihat pada Gambar 3.2. Sedangkan konsep susunan reaktor anaerobik dapat dilihat pada Gambar 3.3.



Gambar 3.2 Susunan reaktor anaerobik dua tahap



Gambar 3.3 Konsep susunan reaktor anaerobik dua tahap

3.6 Variasi Variabel Penelitian

Variasi variabel penelitian ini adalah HRT dan *biocarrier*. Variasi HRT untuk reaktor hidrolisis meliputi 16 jam, 18 jam, 24 jam, 36 jam dan untuk reaktor metanogenesis terdiri dari 32 jam, 36 jam, 48 jam, 72 jam. Variasi secara keseluruhan HRT dari reaktor anaerobik dua tahap adalah 48 jam, 54 jam, 72 jam dan 108 jam. Sedang variasi *biocarrier* adalah dengan *biocarrier* dan tanpa *biocarrier*. Variasi variabel penelitian ini dapat dilihat pada Tabel 3.3

Tabel 3.3 Variasi Variabel Penelitian

<i>Biocarrier</i>	Dengan <i>Biocarrier</i>	Tanpa <i>Biocarrier</i>
HRT Reaktor Hidrolisis		
16 jam	HE 16-b	HE 16
18 jam	HE 18-b	HE 18
24 jam	HE 24-b	HE 24
36 jam	HE 36-b	HE 36
<i>Biocarrier</i>	Dengan <i>Biocarrier</i>	Tanpa <i>Biocarrier</i>
HRT Reaktor Metanogenesis		
32 jam	ME 32-b	ME 32
36 jam	ME 36-b	ME 36
48 jam	ME 48-b	ME 48
72 jam	ME 72-b	ME 72

3.7 Kondisi Pengoperasian Reaktor

Larutan tepung tapioka diinjeksikan pada reaktor tahap pertama (reaktor hidrolisis). Efluen reaktor hidrolisis digunakan sebagai *feeding* untuk reaktor metanogenesis. Reaktor hidrolisis dan metanogenesis yang ditambahkan *biocarrier* untuk mengimobilisasi sel mikroorganisme. Reaktor hidrolisis dan metanogenesis dioperasikan pada suhu 55 °C untuk mencapai kondisi termofilik sehingga kecepatan pertumbuhan dapat mencapai maksimum dan kecepatan reaksi meningkat. Parameter pengoperasian dapat dilihat pada Tabel 3.4. Selain itu sistem dioperasikan pada OLR 6 kg COD/m³.hari.

Pada penelitian ini variabel yang divariasikan adalah HRT dan *biocarrier*. Akan tetapi volume reaktor yang dipakai adalah tetap. Untuk mencapai HRT yang diinginkan, dilakukan penyesuaian debit dan konsentrasi COD sehingga debit dan konsentrasi masing-masing reaktor menjadi berbeda-beda.

Tabel 3.4 Pengoperasian Reaktor Aerobik Dua Tahap

Parameter	Unit	Reaktor Hidrolisis	Reaktor Metanogenesis	Keseluruhan
pH	-	4,5-5,5	6,8-7,2	-
Suhu	°C	55	55	55
<i>Influent</i> COD	g/L	27	21,6	27
		18	14,4	18
		13,5	10,8	13,5
		12	9,6	12
Beban organik	kg COD/m ³ .hari	18	7,2	6
HRT	h	36	72	108
		24	48	72
		18	36	54
		16	32	48
Volume yang dipakai	L	0,4	0,7	1,1
Debit	L/hari	0,2	0,2	0,2
		0,3	0,3	0,3
		0,4	0,4	0,4
		0,45	0,45	0,45

3.8 Biocarrier

3.8.1 Polyvinyl alcohol-gel

Pada penelitian ini, *polyvinyl alcohol gel* (PVA-gel) ditambahkan ke dalam reaktor hidrolisis dan metanogenesis dengan kondisi termofilik. Rasio volume PVA-gel yang digunakan adalah 30% v/v. PVA-gel disuplai oleh Kuraray Company (Tokyo, Japan). Karakteristik butiran PVA-gel dapat dilihat pada Tabel 3.5.

Tabel 3.5 Karakteristik PVA-gel

Description	Characteristics
Media	<i>Polyvinyl alcohol gel (PVA-gel) beads</i>
Bentuk	<i>Sphere</i>
Ukuran	Diameter 3-4 mm
<i>Specific Gravity</i>	1.025

Sumber: Wenji *et al.* (2008)

3.9 Parameter Biokinetik

Pada penelitian ini untuk menentukan koefisien biokinetik pada kondisi termofilik, studi biokinetik ditampilkan dalam reaktor anaerobik dua tahap secara semi kontinyu. Pada penelitian ini dilakukan perhitungan *maximum specific growth rate* (μ_m), *half-velocity constant* (K_s), *Sludge yield* (Y) pada reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis.

3.9.1 Perhitungan biokinetik

Perubahan penggunaan substrat dan pertumbuhan mikroba dapat menjelaskan performa proses biologis dari pengolahan air limbah. Oleh karena itu, *maximum specific growth rate* (μ_m), *half-velocity constant* (K_s) dan *coefficient Yield* (Y) dihitung. Untuk menunjukkan biomassa dalam mg/L, hal itu akan disajikan melalui kurva standar untuk mengetahui hubungan biomassa terhadap *optical density*.

1. $dX/dT = \mu X$
2. $\mu = \mu_m S / (K_s + S)$, where $K_s = 1/2 (\mu_m)$
3. Yield (X/S) – kemiringan untuk mengetahui hubungan linier antara produksi biomassa dan substrat yang digunakan

3.10 Metode Analisa

Prosedur analisa laboratorium mengacu pada “*Standard Methods for the Examination of water and wastewater 21st edition* (APHA, 2005). Parameter yang dianalisa meliputi COD_{soluble}, pH, VFAs, MLSS, MLVSS, komposisi gas metan. Parameter yang dianalisa dapat pada Tabel 3.6.

Tabel 3.6 Metode Analisa Laboratorium

Parameter	Frekuensi	Tempat Sampling		Gangguan	Metode Analisa	Referensi
sCOD	1 kali dalam seminggu	HE	<i>Influent/ Effluent</i>	Ion halida (Cl ⁻ , Br ⁻ , I ⁻), NO ₂ ⁻	<i>Closed Reflux, Titrimetric Method (5220 C)</i>	APHA, 2005
		ME	<i>Influent/ Effluent</i>			
VFAs	1 kali dalam seminggu	HE	<i>Influent/ Effluent</i>	Kontaminasi i <i>Carrier gas</i>	Gas kromatografi (6410 B)	APHA, 2005
		ME	<i>Influent/ Effluent</i>			
Biogas	1 kali dalam seminggu	HE	-	Kontaminasi i <i>Carrier gas contamination</i>	Gas kromatografi (6410 B)	APHA, 2005
		ME	<i>Effluent</i>			
MLSS	1 kali dalam seminggu	HE	<i>Effluent</i>	Mineral dan materi yang mengapung	<i>Total Suspended Solid Dried at 103-105°C (2540 D)</i>	APHA, 2005
		ME	<i>Effluent</i>			
MLVSS	1 kali dalam seminggu	HE	<i>Effluent</i>	<i>Highly alkaline residue</i> dan hilangnya zat volatil	<i>Fixed and Ignited at 550°C (2540 E)</i>	APHA, 2005
		ME	<i>Effluent</i>			
pH	3 kali dalam seminggu	HE	<i>Influent/ Effluent</i>	-	pH meter	-
		ME	<i>Influent/ Effluent</i>			

3.10.1 Karakteristik polyvinyl alcohol-gel

Kecepatan pengendapan dari butiran PVA-gel ditentukan di dalam air tenang yang berada di dalam silinder 2 L (tinggi 38 cm). Metode ini diadopsi dari Ghangrekar *et al.* (2005). Sejumlah biomassa yang menempel pada PVA-gel (gVSS/gPVA-gel) ditentukan melalui perbedaan rata 30 pasang yang baru dan butiran PVA yang tergranulasi (Wenjie *et al.*, 2008).

3.10.2 Komposisi biogas

Komposisi gas metan dalam biogas adalah indikator yang baik apa pengolahan limbah secara anaerobik. Komposisi biogas adalah indikator yang cepat untuk memastikan kondisi anaerobik dari sistem. Komposisi biogas pada kedua reaktor hidrolisis dan metanogenesis dianalisa secara terpisah dengan gas kromatografi (Agilent 7890A) yang dilengkapi dengan *thermal conductive detector* (TCD) yang mempunyai *pack column* (WG-100, SUS, Col, 1/4"O.Dx1.8 m). Suhunya adalah 150 °C, 150 °C and 50 °C untuk *injector*, *detector* dan *oven*.

3.10.3 Volatile fatty acids (VFAs)

Produksi *Volatile fatty acid* secara langsung menunjukkan performa dari reaktor hidrolisis. Jenis VFAs dianalisa melalui gas kromatografi menggunakan (Agilent 7890A) alat yang dilengkapi *flame ionization detector* (FID) yang mempunyai *capillary column* (DB-WAX, panjang 30m, Diameter 0,32 mm, ketebalan film 0,25 µm dan suhu maksimum 260°C). Suhunya adalah 250 °C, 250 °C and 75 °C untuk *injector*, *detector* dan *oven*. VFA dalam *feed*, efluen reaktor hidrolisis, efluen reaktor metanogenesis dianalisa untuk memperkirakan produksi VFAs dan removal VFAs dari sistem. Ada tiga jenis VFAs yang dianalisa antara lain asam asetat, asam propionat, dan asam butirat.

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Aklimatisasi

Aklimatisasi untuk reaktor anaerobik dua tahap tanpa penambahan *biocarrier* dapat dicapai dalam 30 hari dengan kondisi termofilik (55°C). Reaktor anaerobik dua tahap dijalankan tanpa penambahan *biocarrier* selama 56 hari. Setelah itu, *biocarrier* ditambahkan ke dalam reaktor anaerobik dua tahap kemudian reaktor dijalankan sebagai reaktor anaerobik dua tahap tanpa penambahan *biocarrier*.

4.2 Reaktor Anaerobik Dua Tahap tanpa Penambahan *Biocarrier* pada variasi HRT

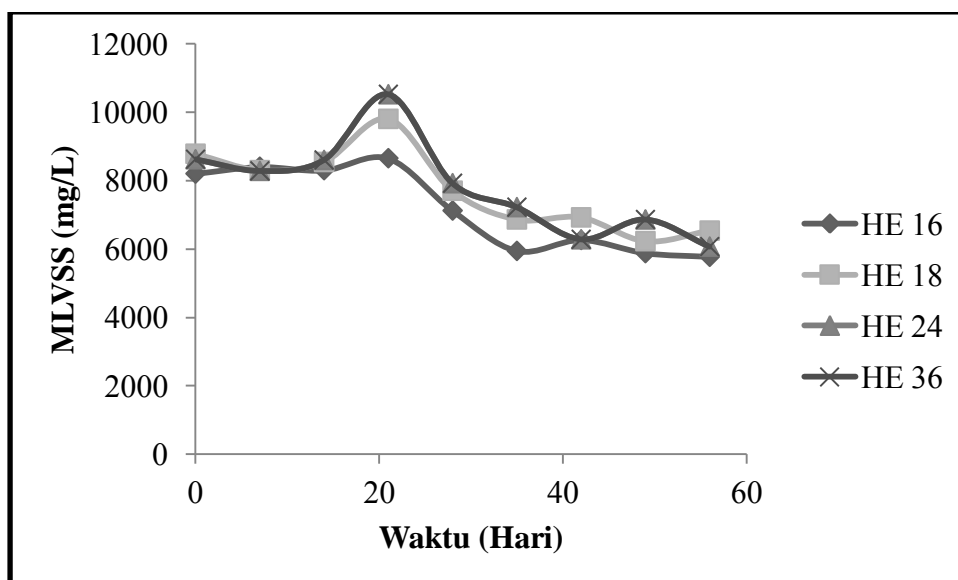
4.2.1 Konsentrasi Biomassa

Reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier* terdiri dari reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis. Konsentrasi biomassa ditunjukkan sebagai konsentrasi MLVSS. Gambar 4.1 menunjukkan bahwa MLVSS pada setiap reaktor hidrolisis mencapai puncaknya pada 21 hari. Kemudian, semua variasi mengalami penurunan seiring berjalannya waktu. HRT yang paling rendah pada reaktor hidrolisis yaitu HE 16, memiliki konsentrasi biomassa yang paling rendah.

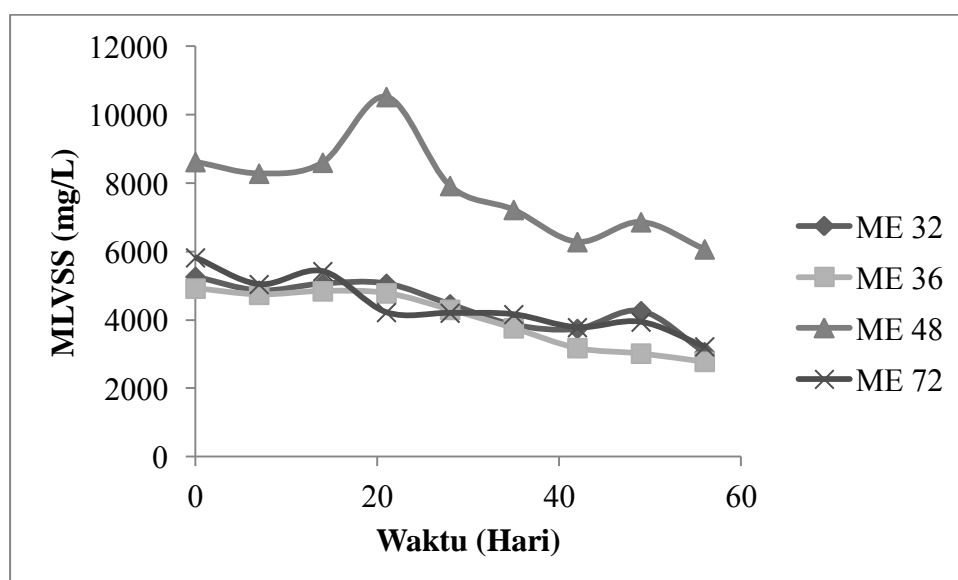
Di sisi lain, Farajzadehha *et al.* (2012) melaporkan bahwa HRT berpengaruh pada konsentrasi biomassa. Pengurangan HRT akan meningkatkan turbulensi. Peningkatan turbulensi akan mengurangi granulasi biomassa. Oleh karena itu, konsumsi zat organik sangat rendah. Selain itu, konsentrasi biomassa berkurang seiring berjalannya waktu karena turbulensi saat *feeding*.

Konsentrasi biomassa reaktor metanogenesis lebih stabil dari pada konsentrasi biomassa reaktor hidrolisis. Reaktor metanogenesis memiliki kondisi yang serupa dengan reaktor hidrolisis bahwa variasi HRT tidak memiliki pengaruh yang signifikan terhadap pertumbuhan mikroba. Gambar 4.2 menunjukkan bahwa setiap HRT konsentrasi biomassa yang hampir sama. Akan tetapi konsentrasi biomassa pada reaktor metanogenesis lebih stabil dari pada

konsentrasi biomassa pada reaktor hidrolisis, reaktor metanogenesis memiliki konsentrasi biomassa yang lebih rendah dari pada reaktor hidrolisis. Hal itu disebabkan reaktor metanogenesis memiliki granulasi yang rendah dari pada reaktor hidrolisis. Selain itu, konsentrasi biomassa kedua reaktor menurun perlahan.



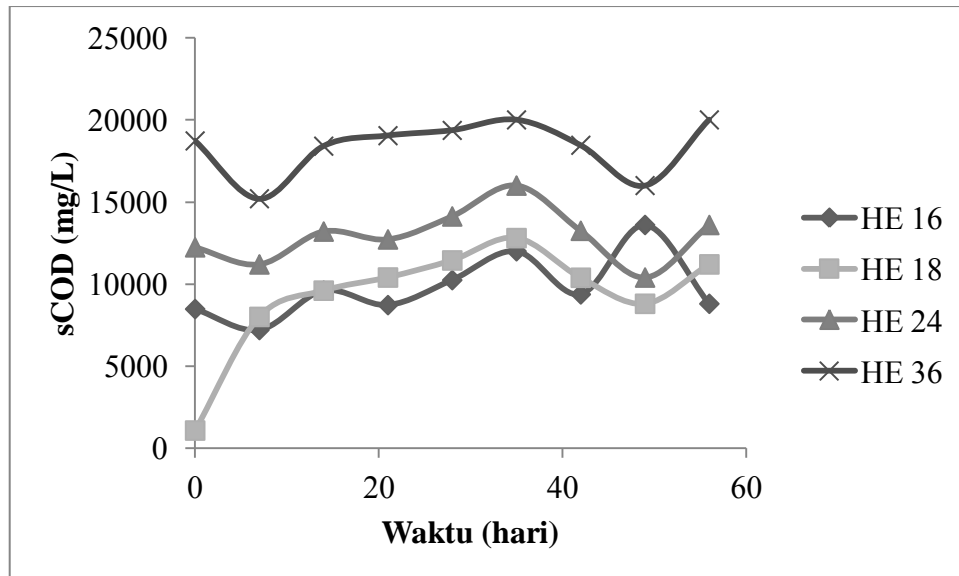
Gambar 4.1 MLVSS reaktor hidrolisis



Gambar 4.2 MLVSS reaktor metanogenesis

4.2.2 Konsentrasi sCOD setiap HRT

Dimulai hari ke-7 sampai hari ke-14, removal sCOD dari reaktor hidrolisis perlahan menurun untuk reaktor HE 18, 24, 36. Kemudian, konsentrasi sCOD setiap HRT berfluktuasi. Gambar 4.3 menunjukkan bahwa sCOD setiap HRT pada reaktor hidrolisis perlahan meningkat. Kemudian, menurun setelah hari ke-35. Konsentrasi meningkat lagi setelah hari ke-48 kecuali HE 16 (Gambar 4.3).

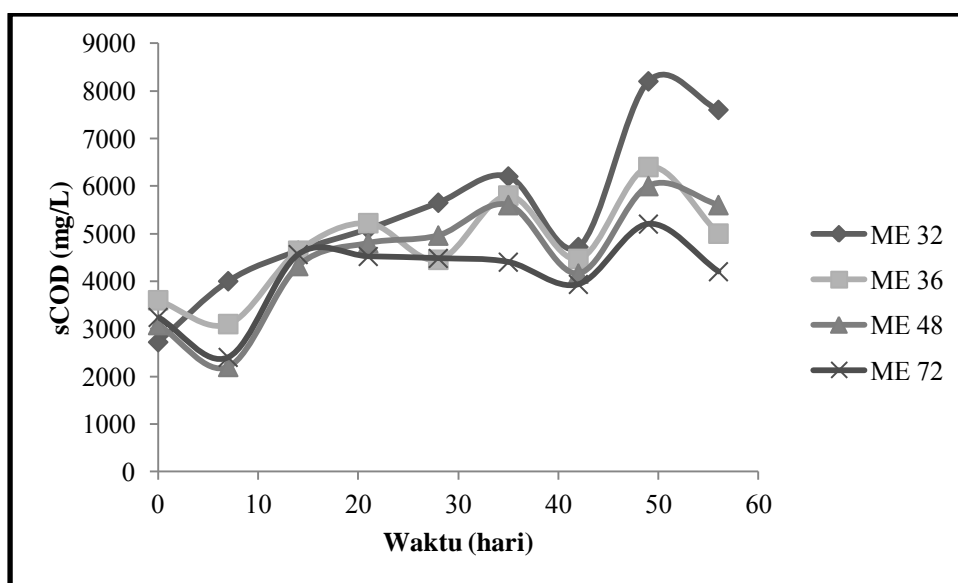


Gambar 4.3 sCOD reaktor hidrolisis

Kumar *et al.* (2012) menyatakan bahwa peningkatan HRT dan peningkatan MLVSS akan menurunkan konsentrasi sCOD. Akan tetapi, reaktor hidrolisis tanpa *biocarrier* menunjukkan hasil yang berbeda. Hal itu dikarenakan pH tidak pada rentangnya. Rentang pH untuk reaktor hidrolisis berkisar pada 5,5-6,5 (Kwietniewska dan Tys, 2014). Selain itu, konsentrasi sCOD dipengaruhi oleh biomassa, pH dan tidak adanya oksigen. Nilai pH dan kondisi tanpa oksigen mempengaruhi proses dan pertumbuhan biomassa. *Acidogens* tumbuh baik pada kondisi tanpa oksigen. Jika pH tidak pada rentangnya, pertumbuhan biomassa akan terganggu sehingga removal juga terganggu.

Gambar 4.4 menunjukkan bahwa pada hari ke-7 sampai hari ke-14, konsentrasi sCOD pada setiap reaktor metanogenesis perlahan meningkat. Hal itu dikarenakan, removal sCOD menurun setelah hari ke-7. Kemudian, konsentrasi sCOD setiap HRT berfluktuasi. Meskipun konsentrasi sCOD dipengaruhi oleh

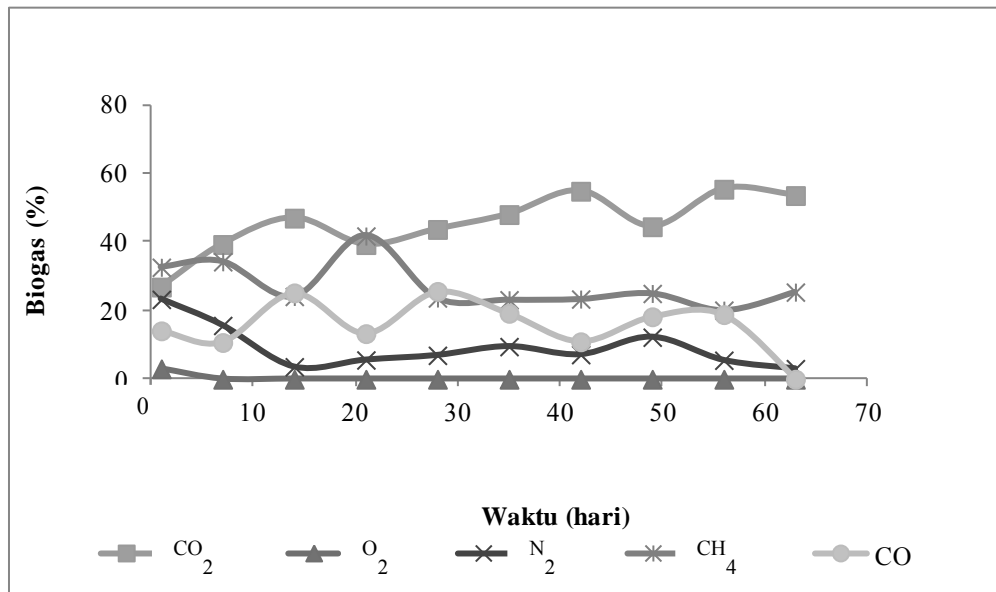
peningkatan HRT, ME 72 memiliki konsentrasi sCOD yang lebih tinggi dari pada ME 48. Removal sCOD pada reaktor metanogenesis sangat dipengaruhi oleh konsentrasi biomassa. Gambar 4.2 dan 4.4 menunjukkan ketika konsentrasi MLVSS cenderung menurun setelah hari ke-7 kemudian, konsentrasi sCOD cenderung meningkat. Akan tetapi, pada hari ke- 49 hari, konsentrasi sCOD mencapai puncak meskipun konsentrasi MLVSS mencapai puncaknya. Hal itu disebabkan pH di atas 7,5 pada hari ke-42 sampai hari ke-49. Selain itu, *methanogenesis* kurang bekerja dengan baik jika pH di atas 7,5. Hal itu dibuktikan pada hari ke-56, ketika pH berkisar 7, konsentrasi sCOD menurun drastis. Data pH dapat dilihat pada Tabel A.21-A.28 pada lampiran.



Gambar 4.4 sCOD pada reaktor metanogenesis

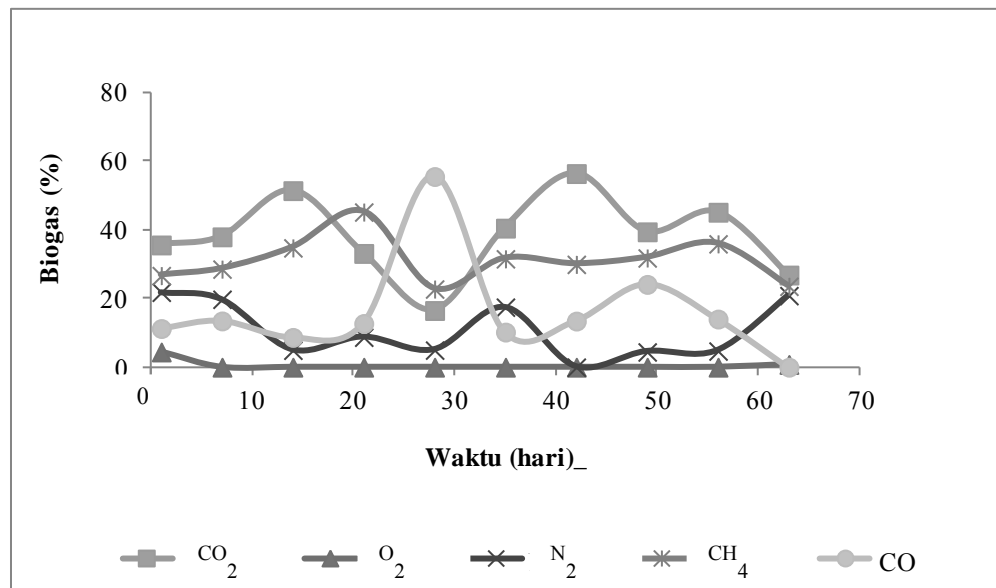
4.2.3 Persentase gas metan

Tidak hanya variasi HRT yang mempengaruhi persentase gas metan tetapi juga pH, VFAs, MLVSS, CO₂, CO, oksigen and nitrogen. Pada proses anaerob, sistem harus benar-benar dijaga dari kehadiran oksigen, meskipun konsentrasi oksigen cukup kecil (tidak lebih dari 1%), sistem tetap terganggu dan produksi gas metan juga menurun. Selain itu, nitrogen dan oksigen lebih berpengaruh dari pada variasi HRT. Peningkatan konsentrasi CO₂ juga menghambat produksi gas metan. Peningkatan gas CO₂ disebabkan oleh penurunan *methanogens* yang mengkonsumsi CO₂ (Gambar 4.5).



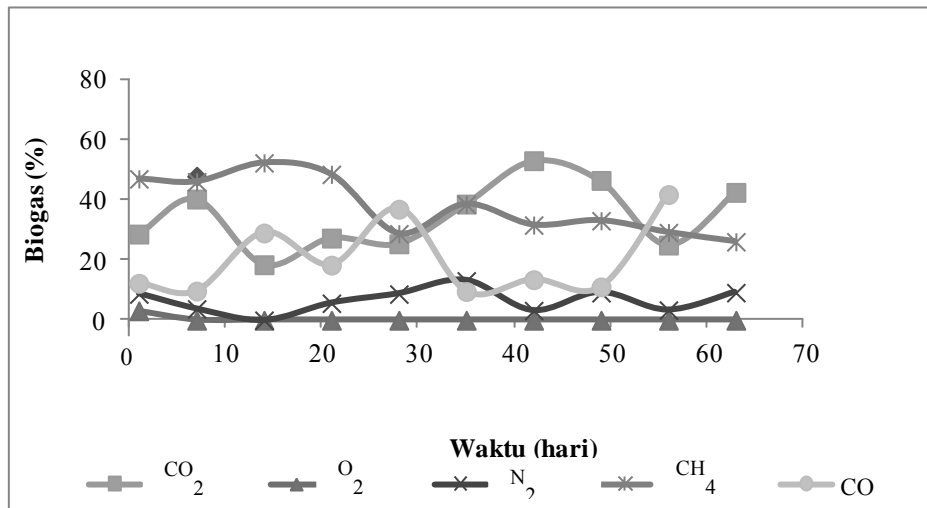
Gambar 4.5 Persentase gas metan pada ME 32 jam

Persentase gas metan pada HE 36 terus meningkat dan mencapai puncaknya pada hari ke-21 kemudian persentase gas metan menurun pada hari ke-28 karena peningkatan gas CO. Kemudian, gas metan perlahan meningkat. Setelah itu, gas metan menurun lagi karena peningkatan gas N₂ dan kehadiran oksigen (Gambar 4.6).



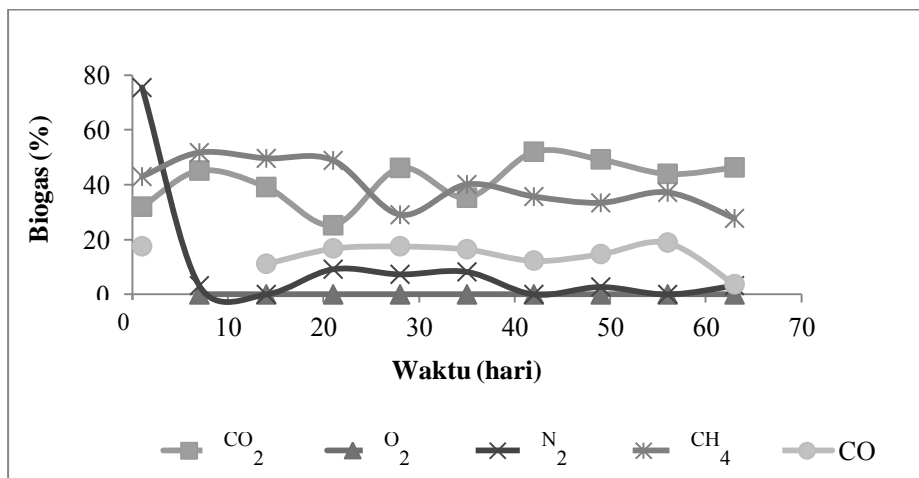
Gambar 4.6 Persentase gas metan pada ME 36 jam

Konsentrasi gas metan pada HE 48 berfluktuasi dan mencapai puncak pada hari ke-14 kemudian gas metan menurun pada hari ke-28 karena peningkatan gas CO. Setelah itu, gas metan meningkat tetapi tidak begitu signifikan. Setelah itu terjadi penurunan gas metan karena peningkatan konsentrasi CO₂ dan kehadiran oksigen. Peningkatan CO₂ disebabkan oleh penurunan *metanogens* yang disebabkan kehadiran oksigen (Gambar 4.7).



Gambar 4.7 Persentase gas metan ME 48 jam

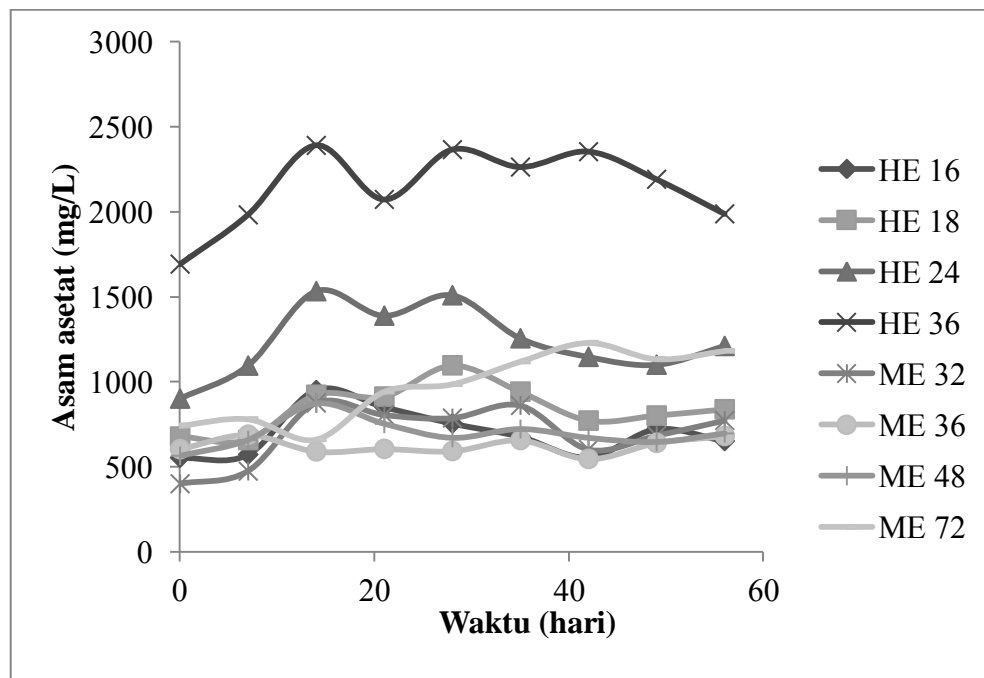
Konsentrasi gas metan pada HE 72 berfluktuasi dan mencapai puncak pada hari ke-21 kemudian gas metan menurun pada hari ke-28 karena peningkatan gas CO₂. Kemudian, gas meningkat akan tetapi tidak signifikan. Kemudian gas metan menurun karena peningkatan gas CO₂. Pada HE 72, tidak ada oksigen dan persentase gas nitrogen sangat kecil (Gambar 4.8).



Gambar 4.8 Gas metan ME 72 jam

4.2.4 VFAs setiap HRT

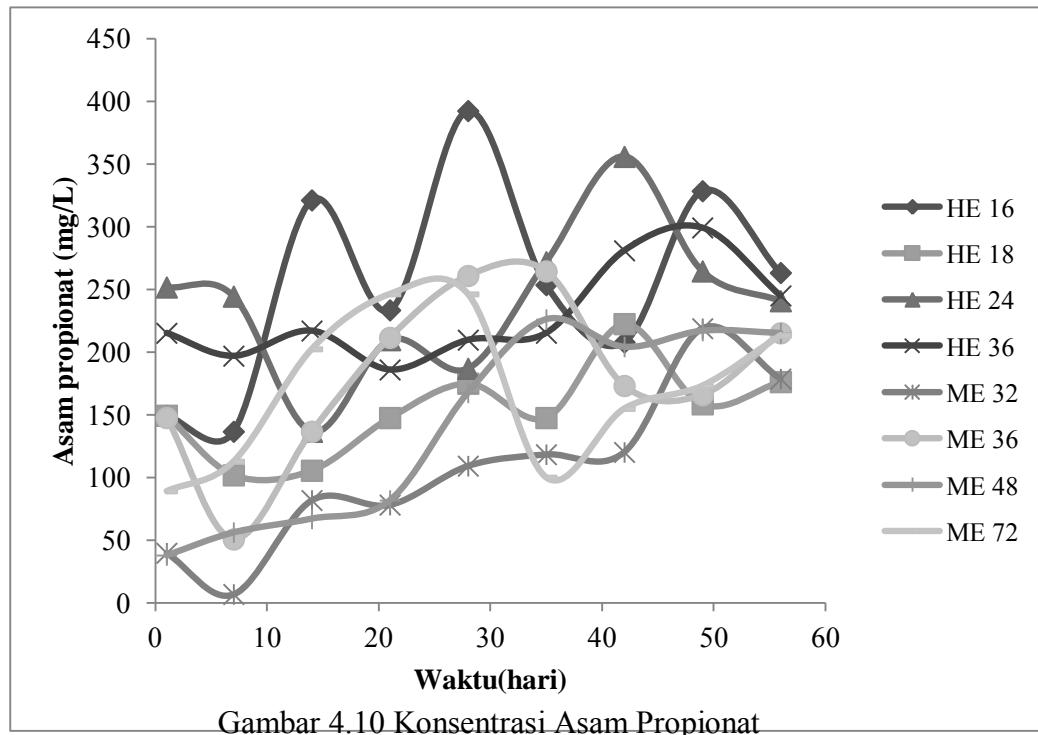
Gambar 4.9 menunjukkan bahwa variasi HRT dan kondisi reaktor anaerobik mempengaruhi produksi VFAs. Pada reaktor hidrolisis, HRT yang tinggi akan memproduksi asam asetat yang lebih tinggi. HRT yang tinggi lebih memiliki kesempatan lebih besar untuk mengubah asam butirat menjadi asam asetat dari pada nilai HRT yang lebih rendah. HE 36 memiliki konsentrasi asam asetat yang paling tinggi kemudian diikuti oleh HE 24 and HE 18. Pada reaktor metanogenesis HRT memiliki hubungan terhadap removal VFAs. Semakin tinggi HRT maka semakin tinggi removal VFAs.



Gambar 4.9 Konsentrasi asam asetat

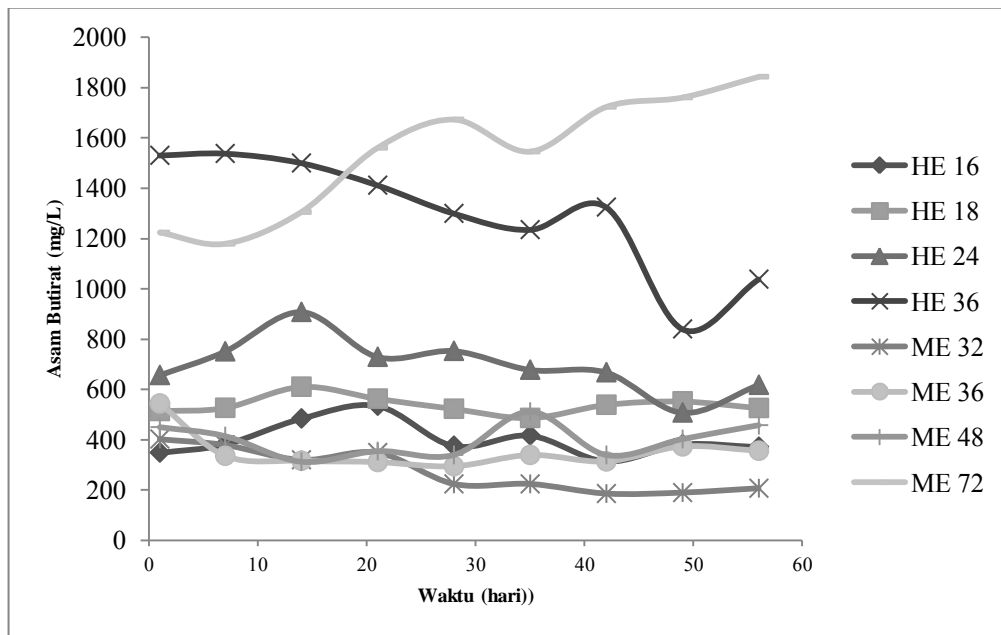
Asam propionat adalah produk intermediat dari proses anaerobik. Selanjutnya asam propionat dikonversi menjadi asam asetat oleh *acidogens*. Konsentrasi asam propionik harus lebih rendah dari pada konsentrasi asam asetat. Rasio konsentrasi asam propionat terhadap asam asetat harus di bawah 1,4 dan konsentrasi asam asetat harus di atas 800 mg/L agar proses anaerobik berjalan dengan baik (Chelliapan *et al.*, 2011). Pada percobaan ini, reaktor HE 16, HE24, HE 36 memiliki konsentrasi asam asetat lebih tinggi dari pada asam propionat dengan rasio kurang dari 1,4 dan konsentrasi di atas 800 mg/L. Akan tetapi

meskipun konsentrasi asam asetat pada HE 18 tidak di atas 800 mg/L, rasio asam propionat dengan asam asetat masih di bawah 1,4. Konsentrasi asam propionat pada setiap HRT berfluktuasi. Penurunan konsentrasi asam propionat menunjukkan bahwa asam propionat terkonversi dengan baik menjadi asam asetat (Gambar 4.10).



Gambar 4.10 Konsentrasi Asam Propionat

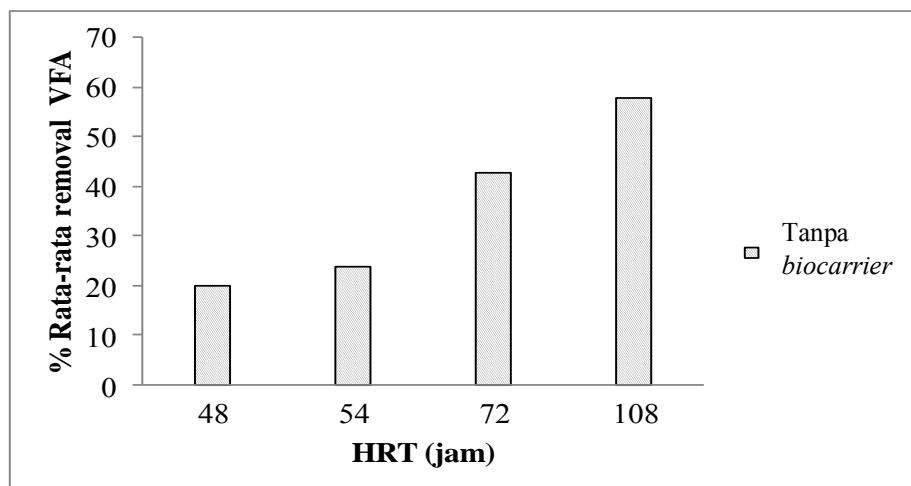
Asam butirat juga merupakan produk intermediat. Sama seperti asam propionat, konsentrasi asam butirat harus lebih rendah bila dibandingkan asam asetat. Konsentrasi asam butirat harus di bawah 6500 mg/L karena konsentrasi asam butirat diatas 6500 mg/L akan menghambat *methanogens* untuk mengkonversi asam asetat menjadi gas metan. Pada percobaan ini, semua reaktor memiliki konsentrasi asam butirat di bawah 6500 mg/L (Chelliapan *et al.*, 2011). Akan tetapi, konsentrasi setiap reaktor perlahan menurun kecuali ME 72. Asam butirat pada ME 72 karena zat organik tidak terkonversi dengan baik menjadi VFAs pada HE 36. Hal itu ditunjukkan dengan penurunan konsentrasi asam butirat (Gambar 4.11).



Gambar 4.11 Konsentrasi asam butirat

4.2.5 VFAs removal

Asam asetat adalah VFAs yang dikonversi menjadi gas metan oleh *methanogens*, dipengaruhi oleh variasi HRT. Semakin tinggi HRT maka semakin tinggi removal VFAs. Hal itu dikarenakan, semakin tinggi HRT maka semakin tinggi produksi asam asetat. Selain itu, asam asetat lebih disukai oleh *methanogens* dari pada jenis VFAs yang lain. Hal itu ditunjukkan oleh HRT 108 yang memiliki removal VFAs tertinggi (Gambar 4.12).



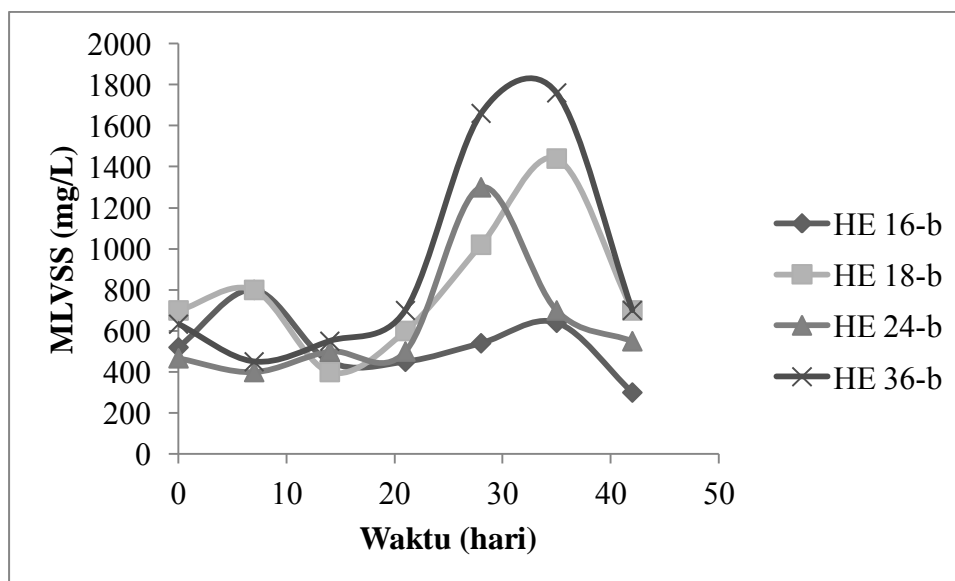
Gambar 4.12 Removal VFA

4.3 Reaktor Anaerobik Dua Tahap dengan Penambahan *Biocarrier* pada Variasi HRT

4.3.1 Konsentrasi Biomassa

Reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* memiliki susunan reaktor yang sama dengan reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*, terdiri dari reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis. Variasi HRT sangat berpengaruh pada konsentrasi biomassa sama seperti halnya pada reaktor anaerobik dua tahap tanpa penambahan *biocarrier*. Selain itu, Schmidt *et al.* (2014) menyatakan bahwa HRT mempengaruhi proses pada reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier*. Semakin tinggi HRT maka konsentrasi biomassa juga semakin tinggi.

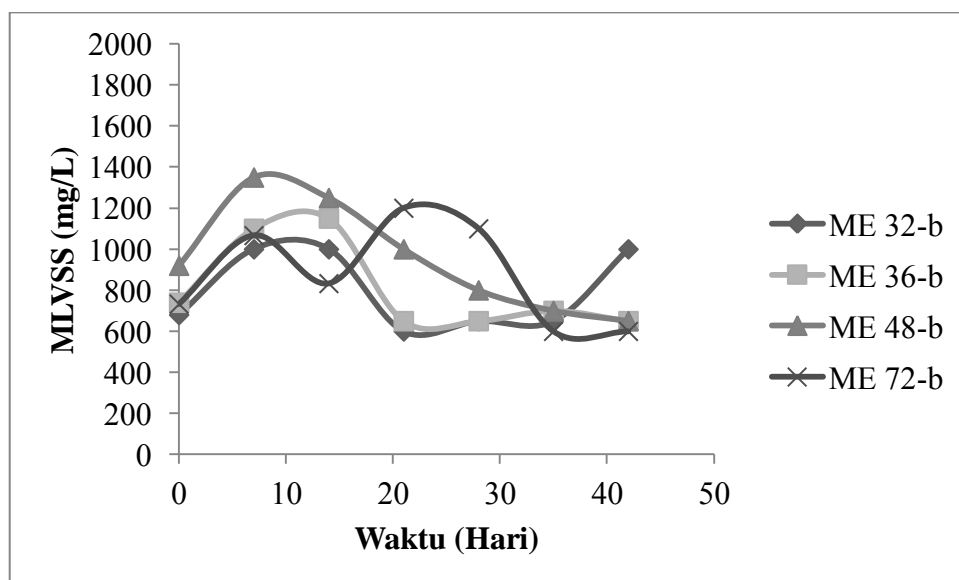
Pada reaktor hidrolisis, HE 16-b memiliki konsentrasi biomassa yang rendah dan HRT 36 memiliki konsentrasi dan pertumbuhan biomassa yang paling tinggi. Akan tetapi, pada hari ke-7 HE 16-b dan 18 memiliki konsentrasi biomassa tertinggi kemudian biomassa menurun pada hari ke-14. Setelah itu, biomassa pada HE 16 dan 18 perlahan meningkat. Kondisi ini sangat berbeda dengan HRT 36. Setelah hari ke-7, pertumbuhan biomassa perlahan meningkat. Hal itu mencapai puncak pada hari ke-35 kemudian menurun pada hari ke-42.



Gambar 4.13 MLVSS reaktor hidrolisis

Untuk HE 24-b tidak begitu stabil. Konsentrasi biomassa pada HRT 24 mencapai puncaknya pada hari ke-28 kemudian menurun pada hari ke-42 (Gambar 4.13). Tidak stabilnya dan penurunan biomassa disebabkan oleh kehadiran oksigen. Pengaruh kehadiran oksigen akan dibahas pada subbab 4.3.

Gambar 4.14 menunjukkan bahwa variasi HRT pada reaktor metanogenesis memiliki pengaruh yang berbeda. Bermula pada hari ke-14, biomassa perlahan meningkat untuk setiap HRT. Biomassa ME 32-b, ME 36-b dan ME 48-b perlahan menurun setelah hari ke-14. Akan tetapi, konsentrasi biomassa ME 32-b meningkat pada hari ke-42. Selain itu, ME 72-b tidak stabil setelah hari ke-14. Konsentrasi biomassa ME 72-b mencapai puncak pada hari ke-21 kemudian menurun tajam. Tidak stabilnya dan turunnya konsentrasi biomassa disebabkan oleh keberadaan oksigen, tingginya konsentrasi nitrogen dan CO₂.

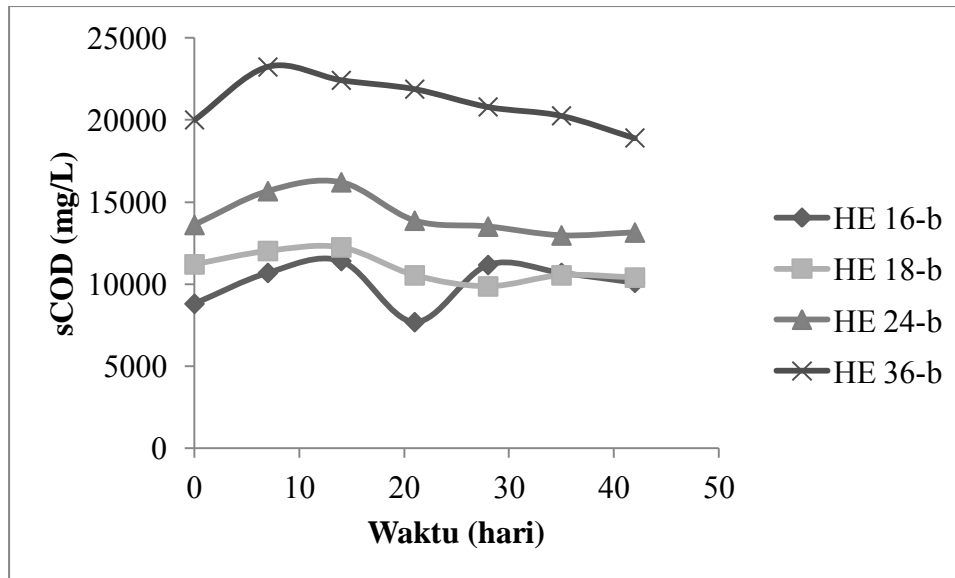


Gambar 4.14 MLVSS reaktor *methanogenic*

4.3.2 Konsentrasi sCOD tiap HRT

Pada hari ke-7 sampai hari ke-14, konsentrasi sCOD pada HE 18-b, 24-b, 36-b perlahan menurun. Konsentrasi sCOD dari HE 16 berfluktuasi, akan tetapi menurun setelah hari ke-28. Konsentrasi sCOD dipengaruhi oleh konsentrasi dan granulasi biomassa. Penambahan *biocarrier* akan meningkatkan granulasi sehingga pertumbuhan dan konsentrasi biomassa akan meningkat (Wenji *et al.*, 2008). Ketika pertumbuhan dan konsentrasi biomassa meningkat maka efisiensi

removal akan meningkat. Akan tetapi, biomassa perlu waktu untuk menempel pada *biocarrier* untuk membentuk granulasi. Pada reaktor hidrolisis, biomassa memerlukan waktu lebih dari 1 bulan stabil melekat pada *biocarrier*. by Farajzadehha *et al.* (2012) menyatakan bahwa granulasi biomassa memerlukan waktu 40 hari untuk stabil, oleh karena itu pada hari ke- 40 tidak ada biomassa yang terbangun saat *feeding*.

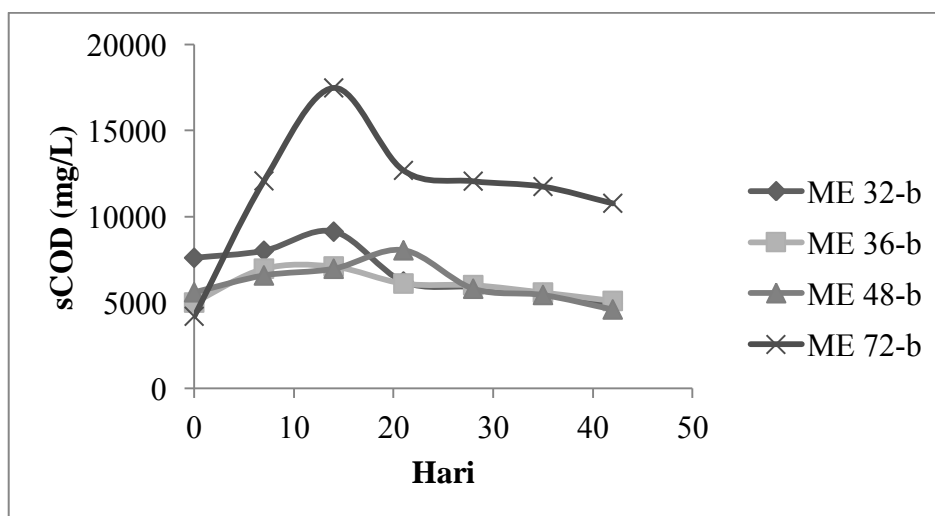


Gambar 4.15 sCOD reaktor hidrolisis

Granulasi pada penelitian ini lebih stabil setelah hari ke-40, granulasi pada reaktor hidrolisis akan hilang jika pengadukan terlalu cepat. Peningkatan granulasi biomassa dapat meningkatkan efisiensi removal karena konsumsi zat organik oleh biomassa akan meningkat (Farajzadehha *et al.*, 2012). Oleh karena itu, setelah 14 hari, konsentrasi sCOD perlahan menurun (Gambar 4.15). Selain itu, pH harus pada rentangnya dan reaktor harus dijaga dari masuknya oksigen saat *feeding*. Jika pH tidak pada rentangnya dan terdapat oksigen pada reaktor, biomas tidak dapat tumbuh dengan baik dan kemudian degradasi sCOD tidak berhasil dengan baik.

Gambar 4.16 menunjukkan bahwa mulai hari ke-7 sampai hari ke-14, konsentrasi sCOD pada ME 32-b, 36-b, 72-b meningkat perlahan kemudian mencapai puncak pada hari ke-14 karena efisiensi removal menurun. Setelah hari ke-14, konsentrasi sCOD menurun. Akan tetapi, konsentrasi sCOD pada ME 48-b sedikit berbeda. Konsentrasi sCOD pada ME 48-b mencapai puncaknya pada hari ke-21, kemudian perlahan menurun. Peningkatan konsentrasi sCOD dan

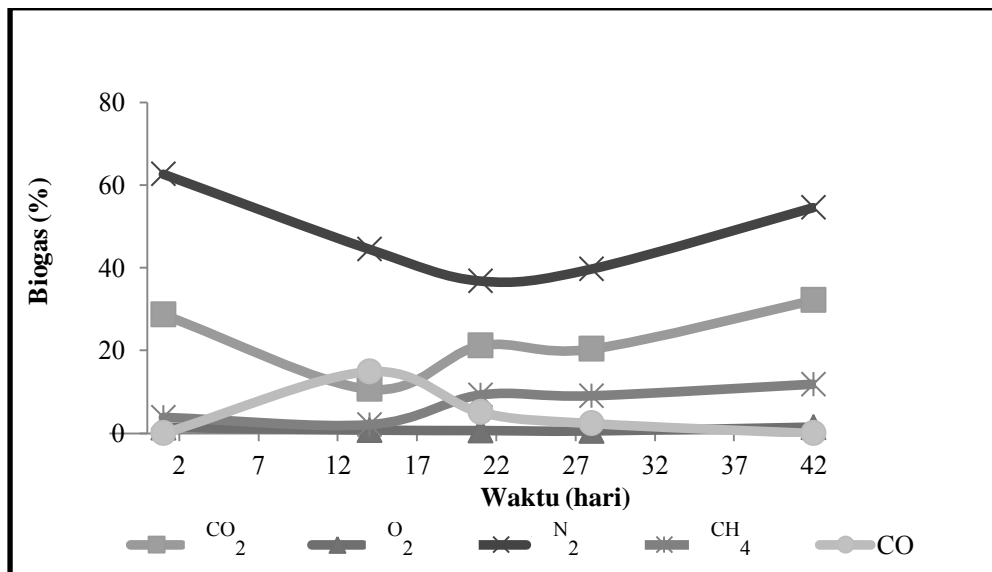
penurunan efisiensi removal disebabkan oleh tidak stabilnya granulasi. Pada awal *start up*, biomassa tidak dapat menempel dengan baik. Menurut Farajzadehha *et al.* (2012) tidak stabilnya granulasi menyebabkan rendahnya konsumsi zat organik oleh biomassa karena biomassa mudah terlepas saat *feeding*. Selain itu, konsentrasi COD dan efisiensi removal pada reaktor metanogenesis dipengaruhi oleh konsentrasi dan pertumbuhan biomassa. Nilai pH harus dijaga pada rentangnya dan oksigen diusahakan agar tidak masuk ke dalam reaktor. Jika pH tidak pada rentangnya dan terdapat oksigen maka proses akan terganggu karena pertumbuhan biomassa terganggu karena faktor tersebut. Selain itu, kehadiran oksigen pada reaktor metanogenesis akan mengganggu pertumbuhan biomassa dan menurunkan konsentrasi biomassa meskipun dalam jumlah yang kecil sehingga efisiensi removal sCOD akan terganggu. Akan tetapi, konsentrasi sCOD perlahan menurun karena penambahan *biocarrier* yang meningkatkan granulasi biomassa.



Gambar 4.16 sCOD reaktor metanogenesis

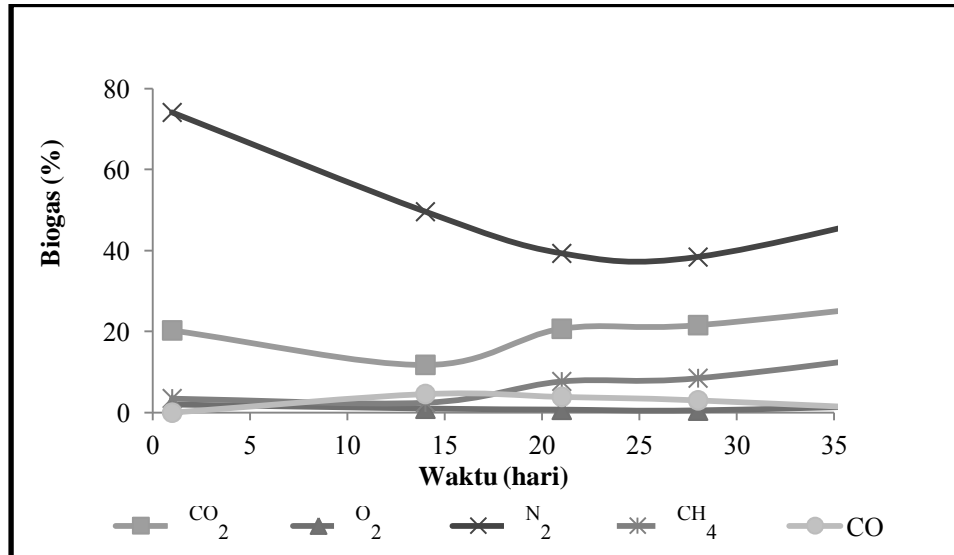
4.3.3 Persentase gas metan

Variasi HRT mempengaruhi gas metan. Akan tetapi, kehadiran nitrogen dan oksigen dapat mengganggu proses. Akan tetapi, N_2 and O_2 menurun setelah hari ke- 7 dan CH_4 meningkat. Setelah hari ke-21, CH_4 tetap stabil (Gambar 4.17).



Gambar 4.17 Konsentrasi gas metan pada ME 32-b

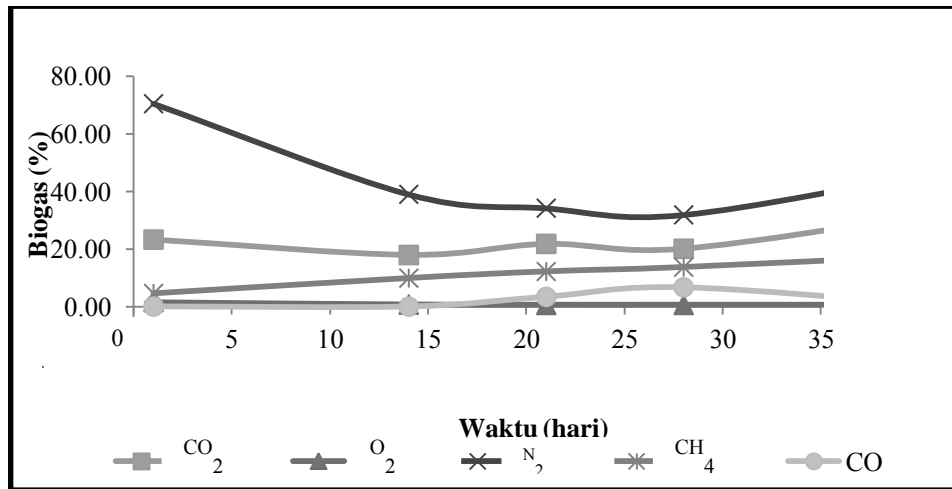
Adanya nitrogen dan oksigen sangat berpengaruh terhadap produksi gas metan ME 36-b. ME 36-b memiliki kondisi yang sama dengan kondisi ME 32-b. N₂ dan O₂ menurun setelah hari ke-7 dan CH₄ meningkat (Gambar 4.18).



Gambar 4.18 Konsentrasi gas metan pada ME 36-b jam

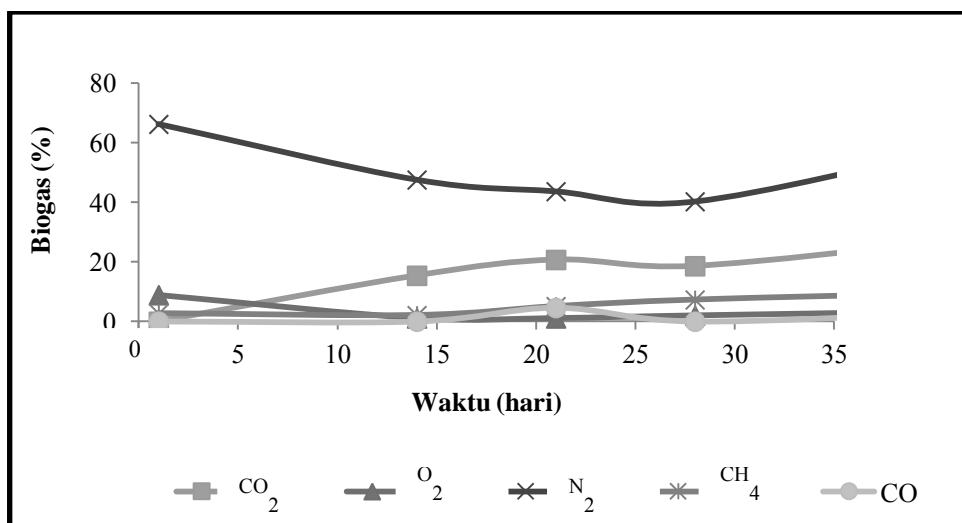
ME 48-b memiliki pola yang sama dengan HRT yang lain pada persentase gas metan. Proses terganggu karena adanya nitrogen dalam jumlah yang tinggi dan oksigen. Akan tetapi, persentase gas metan pada ME 48-b memiliki peningkatan yang lebih baik dari pada HRT yang lain. N₂ dan O₂ menurun

perlahan setelah hari ke-7 dan CH_4 meningkat. Setelah hari ke-28, CH_4 perlahan meningkat karena ditemukan konsentrasi oksigen pada hari ke-28 (Gambar 4.19).



Gambar 4.19 Konsentrasi gas metan pada ME 48-b jam

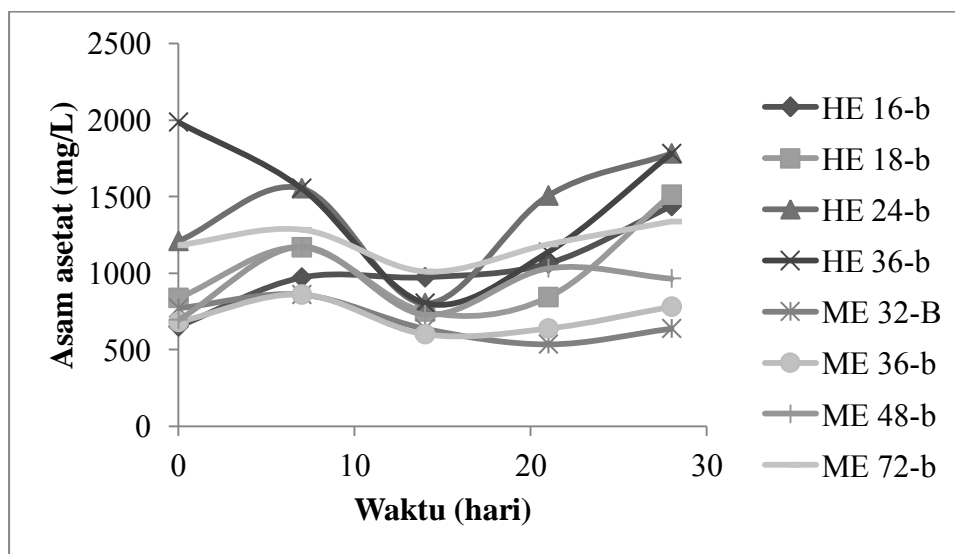
Gambar 4.20 menunjukkan bahwa HRT yang tinggi dapat mempengaruhi produksi gas metan. Akan tetapi, ME 72-b memiliki persentase yang rendah bila dibandingkan yang lain. Kecenderungan peningkatan persentase gas metan juga lebih lambat. Hal itu disebabkan adanya oksigen pada ME 72-b yang lebih tinggi dari pada reaktor yang lain. Selain itu, pH juga mempengaruhi produksi gas metan. Nilai pH pada ME 72 berkisar 7,8. Hal itu disebabkan *methanogens* lebih atraktif pada pH 7-7,5 (Metcalf dan Eddy, 2014).



Gambar 4.20 Konsentrasi gas metan pada ME 72-b jam

4.3.4 VFAs pada setiap HRT

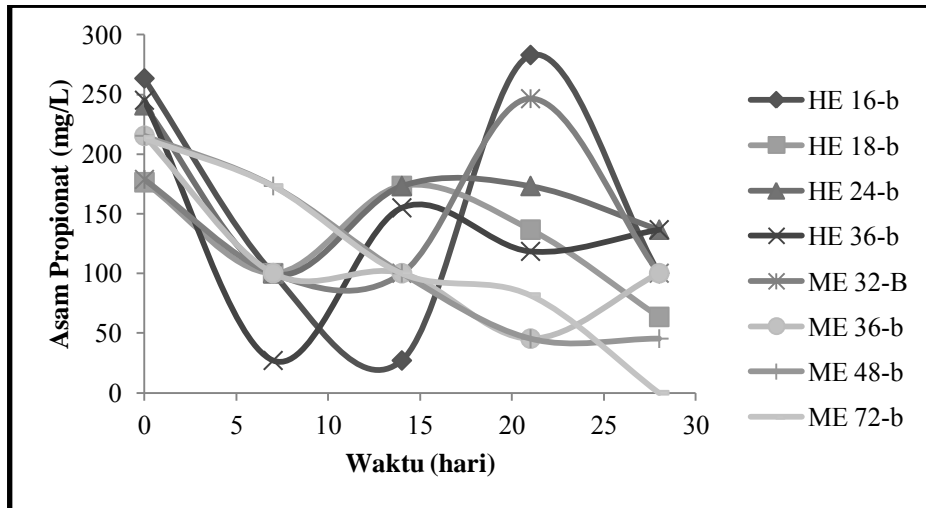
Variasi HRT pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* mempengaruhi produksi VFA. Pada reaktor hidrolisis, HRT yang tinggi dapat memproduksi asam asetat yang tinggi pula. HRT yang tinggi memiliki kesempatan yang lebih banyak untuk mengubah asam butirat menjadi asam asetat dari pada HRT yang rendah. Akan tetapi, HE 36-b memiliki produksi asam asetat yang lebih rendah dari pada HE 24-b karena HE 36 memiliki konsentrasi oksigen yang lebih tinggi dari pada HE 24 (Gambar 4.21). Selain itu, konsentrasi biomassa juga mempengaruhi produksi asam asetat. Rendahnya konsentrasi biomassa menimbulkan masalah dalam mengkonversi zat organik menjadi asam asetat. Selain itu ditemukannya konsentrasi nitrogen yang tinggi dan oksigen pada reaktor yang dapat mengganggu biomassa mengkonversi zat organik menjadi asam asetat.



Gambar 4.21 Konsentrasi asam asetat

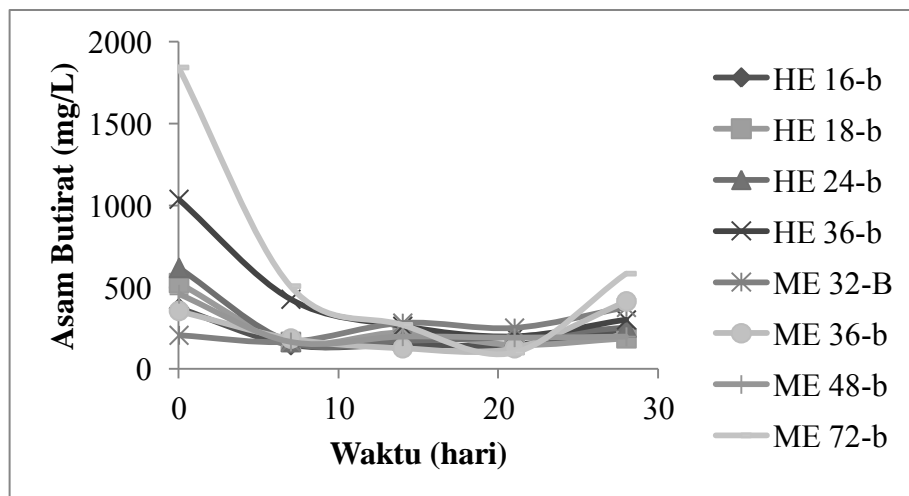
Asam Propionat adalah produk intermediat dari proses anaerobik sebelum dikonversi menjadi asam asetat oleh *acetogenesis*. Konsentrasi asam propionat harus lebih rendah dari pada konsentrasi asam asetat. Rasio asam propionat dan asam asetat harus dibawah 1,4 dan asam asetat harus di atas 800 mg/L untuk mencapai proses anaerobik yang stabil (Chelliapan *et al.*, 2011). Pada percobaan ini, semua reaktor hidrolisis memiliki konsentrasi asam asetat di atas 800 mg/L setelah hari ke-14 dan rasio asam propionat kurang dari 1,4.

Konsentrasi asam propionat pada setiap HRT perlahan menurun kecuali HE 16-b, HE 36-b, ME 32-b, ME 36-b (Gambar 4.22). Penurunan asam propionat menunjukkan bahwa asam propionat telah dikonversi menjadi asam asetat.



Gambar 4.22 Konsentrasi asam propionat

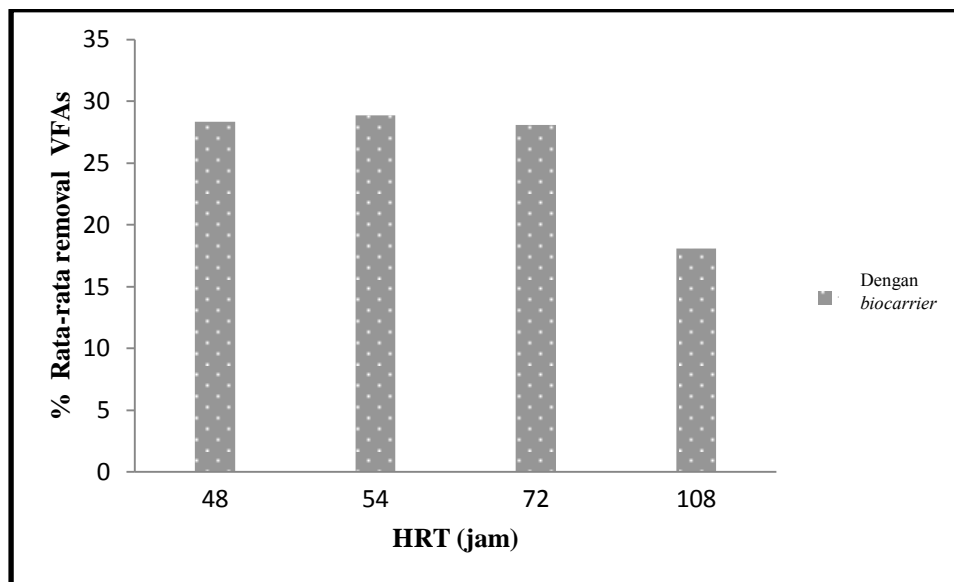
Asam butirat juga termasuk produk intermediat dari proses anaerobik. Konsentrasi asam butirat harus lebih rendah dari pada konsentrasi asam asetat. Konsentrasi asam butirat harus lebih rendah dari 6500 mg/L karena konsentrasi asam butirat di atas 6500 mg/L dapat menghambat *methanogens* untuk mengubah asam asetat menjadi gas metan (Chelliapan *et al.*, 2011). Pada percobaan ini, semua reaktor memiliki konsentrasi asam butirat di bawah 6500 mg/L. Akan tetapi, asam butirat setiap HRT berfluktuasi (Gambar 4.23).



Gambar 4.23 Konsentrasi Asam Butirat

4.3.5 VFAs removal

Asam asetat, VFAs yang dikonversi menjadi gas metan oleh *methanogens*, dipengaruhi oleh HRT. Akan tetapi, HRT 108 memiliki removal VFAs yang paling rendah karena konsentrasi oksigen lebih tinggi bila dibandingkan reaktor yang lain sehingga proses sedikit terganggu. Pada percobaan ini, HRT 54-b memiliki removal VFAs tertinggi karena konsentrasi sangat kecil. Hal itu dapat dikatakan bahwa adanya oksigen meskipun dalam jumlah kecil dalam proses anaerobik dapat mengganggu removal VFAs. Selain itu, HRT 48-b dan HRT 72-b memiliki removal VFA yang hampir sama (Gambar 4.24).



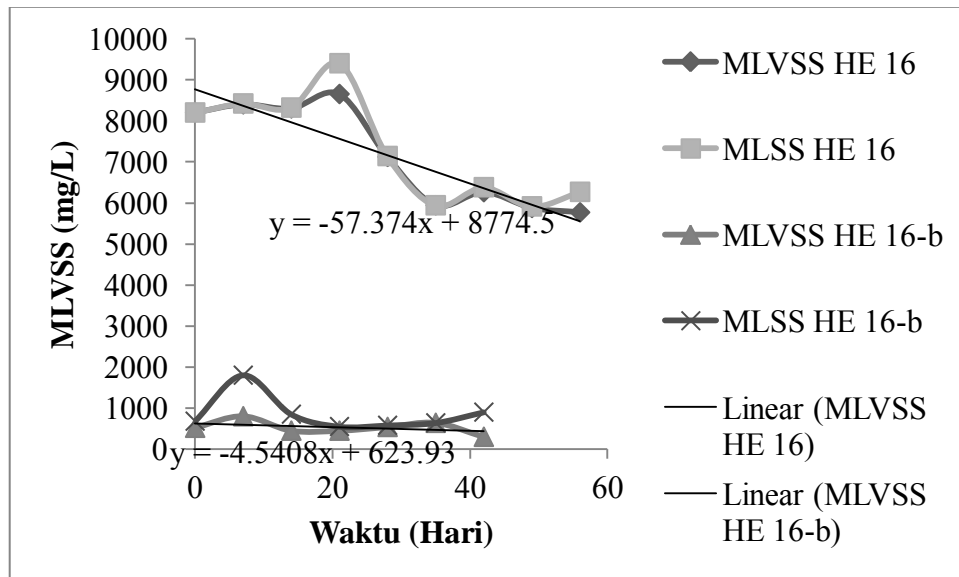
Gambar 4.24 Removal VFAs

4.4 Perbandingan Reaktor Anaerobik Dua Tahap dengan *Biocarrier* dan tanpa *Biocarrier*

4.4.1 Konsentrasi Biomassa

Penambahan *biocarrier* memberikan dampak pada pertumbuhan dan konsentrasi biomas. Gambar 4.25 menunjukkan bahwa penambahan PVA dapat meningkatkan pertumbuhan biomassa. Meskipun, konsentrasi biomassa pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* lebih rendah dari pada tanpa *biocarrier*, akan tetapi, pertumbuhan biomassa dengan *biocarrier* terus meningkat dan lebih stabil. Selain itu, pertumbuhan biomassa pada HE 16 menurun dan

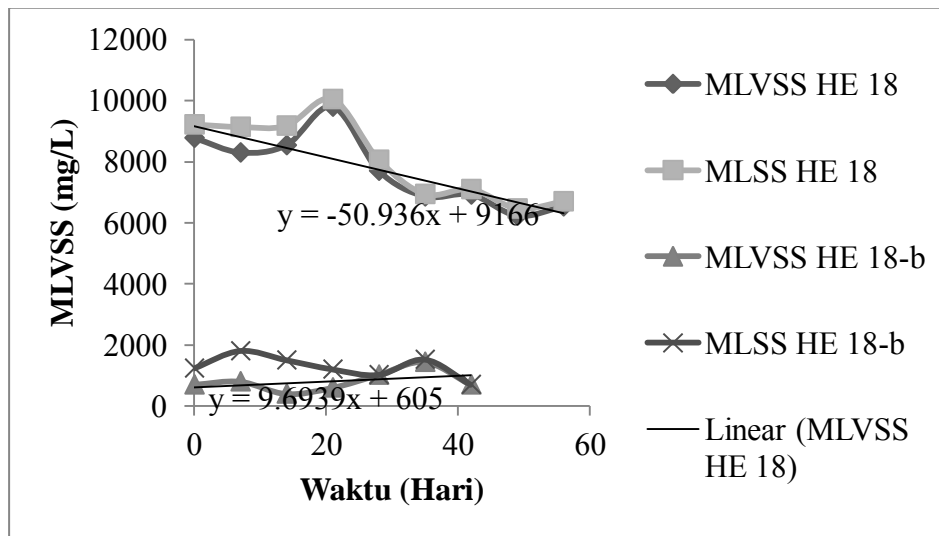
pertumbuhan biomas pada HE 16-b lebih stabil. Rendahnya konsentrasi biomassa disebabkan oleh hilangnya biomassa saat *feeding* pada pertama kali *start-up* pada penambahan *biocarrier*. Pada pertama kali *biocarrier* ditambahkan biomas belum melekat dengan baik dan granulasi belum stabil. Farajzadehha *et al.* (2012) menyatakan granulasi biomassa stabil setelah hari ke-40.



Gambar 4.25 MLVSS HE 16 dan HE 16-b

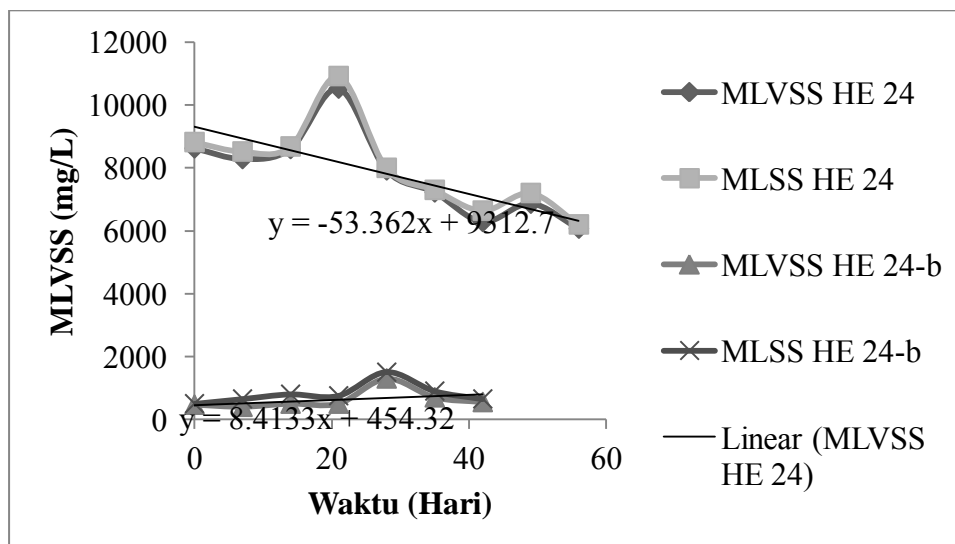
Gambar 4.26 menunjukkan bahwa penambahan *biocarrier* dalam HE 18-b memberikan dampak yang sama dengan HE 16-b. Pertumbuhan biomassa pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* menjadi lebih baik meskipun reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* memiliki *initial biomass* yang lebih rendah dari pada reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*.

Selain itu, hal itu disebabkan tidak stabilnya granulasi pada saat di awal penambahan gel. Pada saat awal penambahan gel, biomas tidak menempel dengan baik sehingga granulasi belum stabil. Tidak stabilnya biomas menyebabkan mudah hilangnya biomas saat *feeding*. Biomassa pada HE 18 perlahan menurun sedang biomassa pada HE 18-b lebih stabil dan perlahan meningkat setelah hari ke-14.



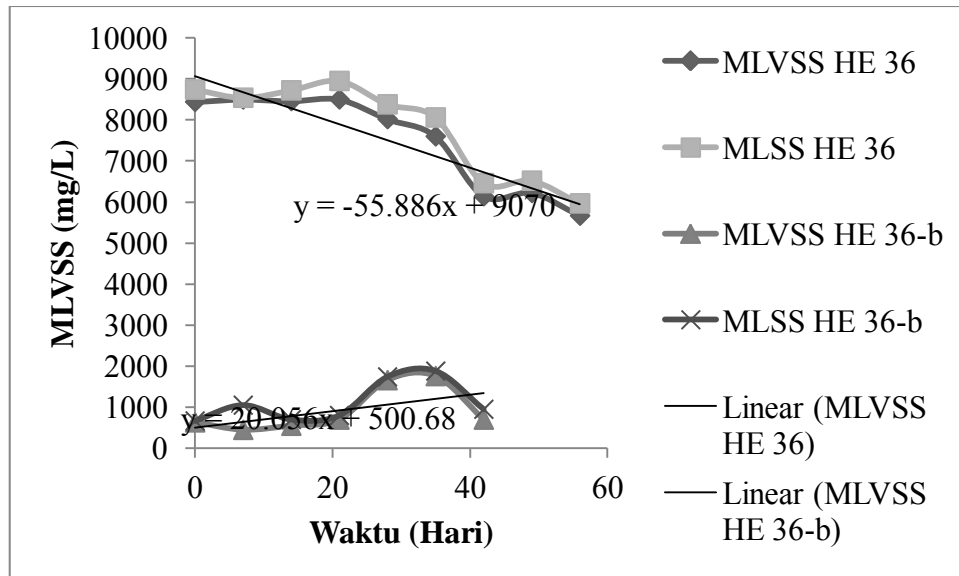
Gambar 4.26 MLVSS HE 18 dan HE 18-b

Penambahan *biocarrier* pada HE 24-b dan HE 36-b dapat memperbaiki pertumbuhan biomassa pada reaktor tersebut. Konsentrasi biomassa pada HE 24 dan HE 36 cenderung menurun. Akan tetapi, HE 24-b dan 36-b cenderung meningkat setelah ditambahkan *biocarrier*. Meskipun demikian, konsentrasi biomassa pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* lebih rendah dari pada reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*, akan tetapi, pertumbuhan biomassa pada reaktor anaerobik dengan *biocarrier* cenderung stabil dan perlahan meningkat.



Gambar 4.27 MLVSS HE 24 dan HE 24-b

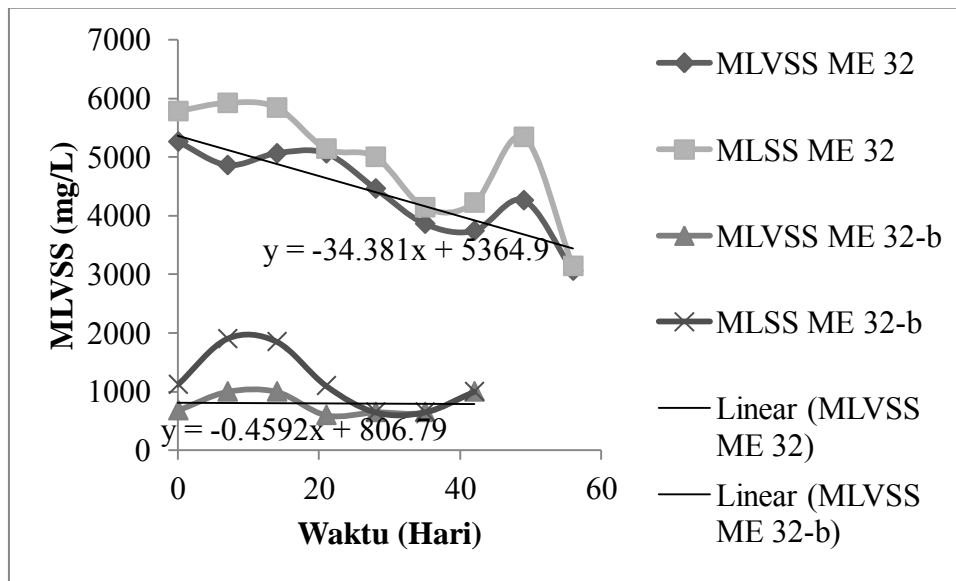
. Rendahnya konsentrasi biomassa pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* disebabkan rendahnya *initial biomass* (Gambar 4.27-4.28). Hal itu juga disebabkan pada saat awal penambahan gel, biomassa tidak menempel dengan baik sehingga granulasi belum stabil. Tidak stabilnya biomassa menyebabkan mudah hilangnya biomassa saat *feeding*.



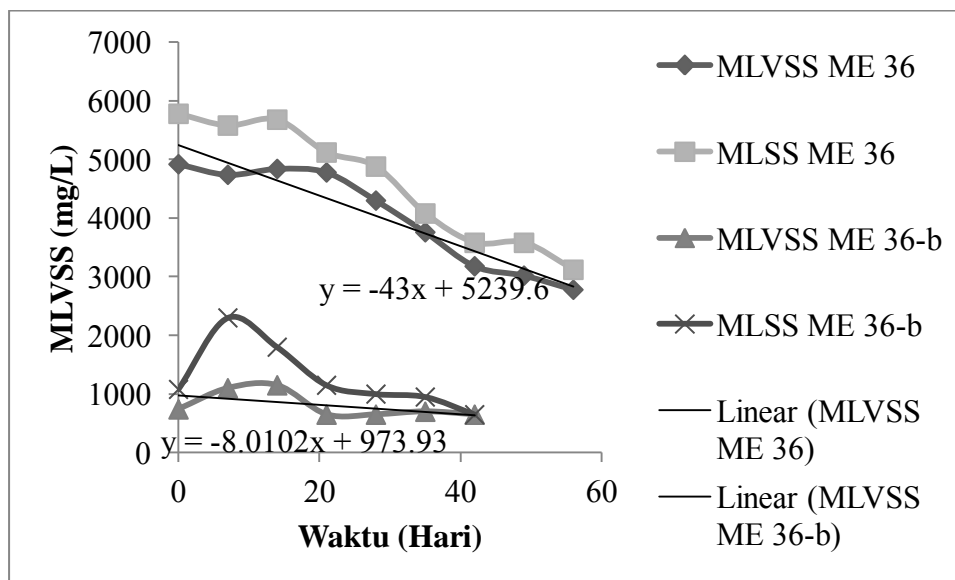
Gambar 4.28 MLVSS HE 36 dan HE 36-b

Menambahkan *biocarrier* dalam reaktor metanogenesis dapat meningkatkan pertumbuhan biomassa. Namun, penambahan *biocarrier* pada ME 32-b dan ME 36-b dari memiliki efek yang sangat berbeda. Menambahkan *biocarrier* di ME 32-b menjadikan pertumbuhan biomassa lebih baik. Namun, menambahkan *biocarrier* di ME 36-b tidak meningkatkan pertumbuhan biomassa.

Hal ini disebabkan adanya CO pada ME 36-b. Namun, penurunan biomassa di ME 36-b dengan *biocarrier* tidak setajam ME 36 tanpa *biocarrier*. Konsentrasi biomassa rendah disebabkan adanya oksigen ketika penambahan *biocarrier* dan rendahnya konsentrasi *initial biomass*. Hal ini disebabkan bahwa biomassa yang digunakan untuk *start-up* telah digunakan untuk menjalankan reaktor tanpa *biocarrier*. Sedangkan biomassa ME 32 dan ME 36 tanpa *biocarrier* secara bertahap menurun (Gambar 4.29-4.30)



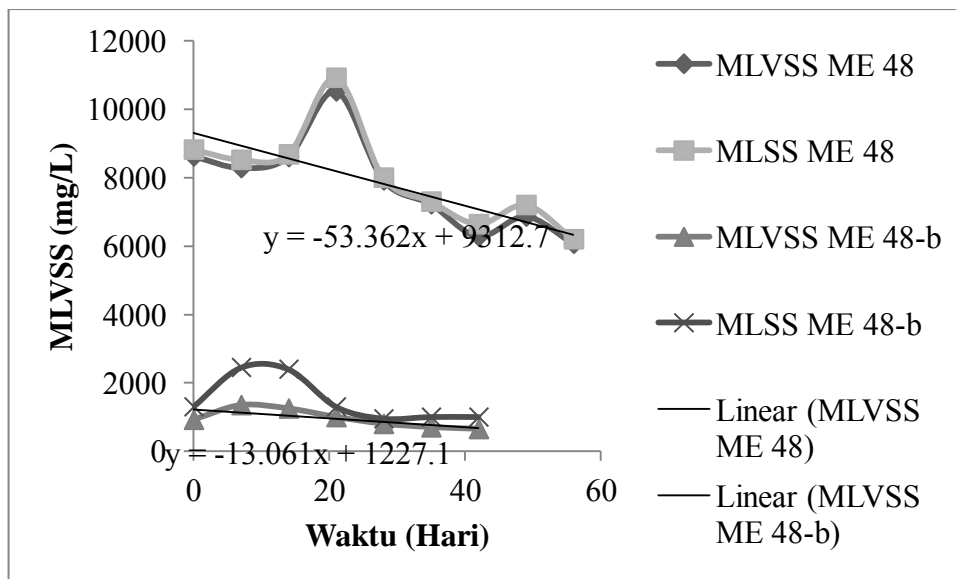
Gambar 4.29 MLVSS of ME 32 dengan dan tanpa *biocarrier*



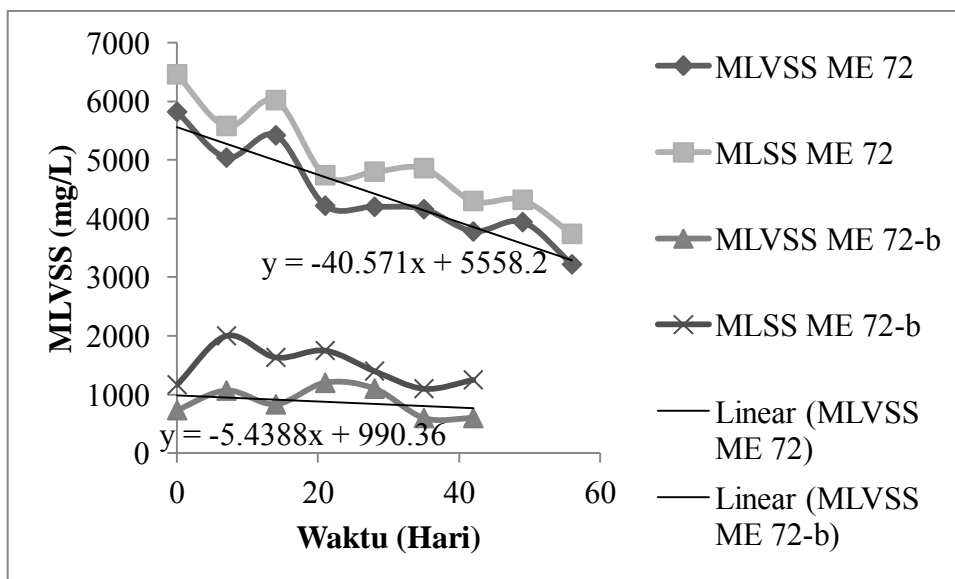
Gambar 4.30 MLVSS of ME 36 dengan dan tanpa *biocarrier*

Menambahkan *biocarrier* pada ME 48-b dan ME 72-b dari dua reaktor tahap anaerobik tidak berpengaruh signifikan terhadap peningkatan pertumbuhan biomassa. Biomassa pada ME 48-b dan ME 72-b secara bertahap menurun. Namun, mereka lebih baik dari ME 48 dan ME 72 tanpa *biocarrier* yang turun tajam (Gambar 4,31-32). Meskipun, konsentrasi biomassa reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* memiliki lebih rendah dari reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*. Namun, pertumbuhan biomassa dengan *biocarrier* lebih stabil

daripada reaktor anaerobik dua tahap tanpa biocarrier . Konsentrasi biomassa rendah disebabkan adanya oksigen ketika penambahan *biocarrier* dan rendahnya konsentrasi *initial biomass*. Hal ini disebabkan bahwa biomas yang digunakan untuk *start-up* telah digunakan untuk menjalankan reaktor tanpa *biocarrier*. Sedangkan biomassa ME 32 dan ME 36 tanpa *biocarrier* secara bertahap menurun. Data selengkapnya dapat dilihat pada Tabel A.1-A.8 pada lampiran.



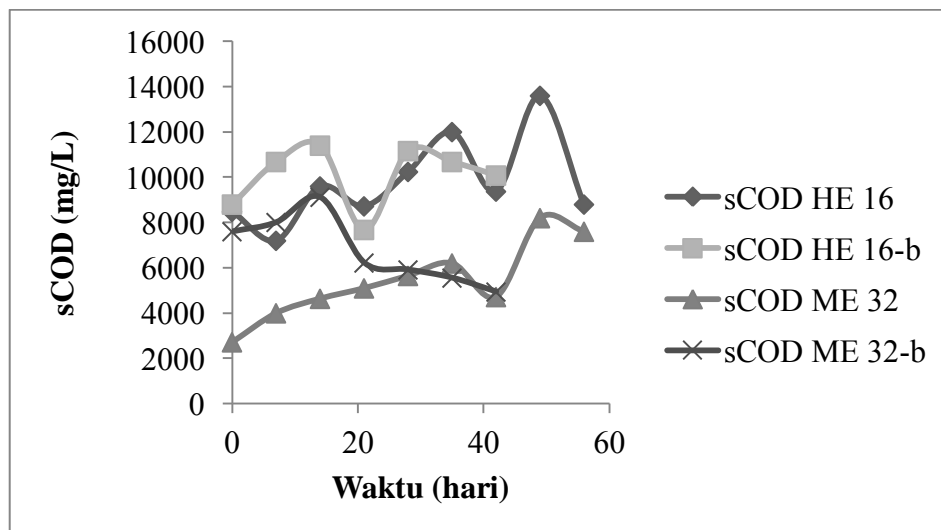
Gambar 4.31 MLVSS of ME 48 dan ME 48-b



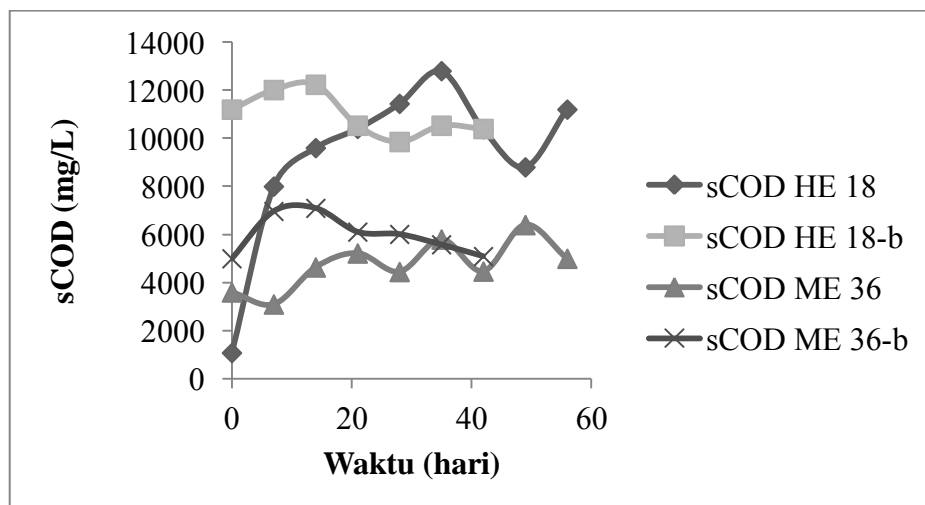
Gambar 4.32 MLVSS of ME 72 dan ME 72-b

4.4.2 Konsentrasi sCOD setiap HRT

Biocarrier memiliki efek pada konsentrasi sCOD . Konsentrasi sCOD secara bertahap turun setelah menambahkan *biocarrier*. Gambar 4.33-4.34 dapat dilihat bahwa sCOD pada HE 16-b, HE 18-b dan ME 32-b, ME 36-b dengan *biocarrier* menurun secara bertahap setelah 14 hari. Namun, itu benar-benar berbeda dengan HE 16 dan ME 32 tanpa *biocarrier*. HE 16 dan ME 32 tanpa *biocarrier* berfluktuasi dan memiliki kecenderungan meningkat karena efisiensi removal menurun. Menambahkan *biocarrier* dapat meningkatkan granulasi ,sehingga pertumbuhan biomassa meningkat. Granulasi dan konsentrasi biomassa yang tinggi meningkatkan konsumsi zat organik.

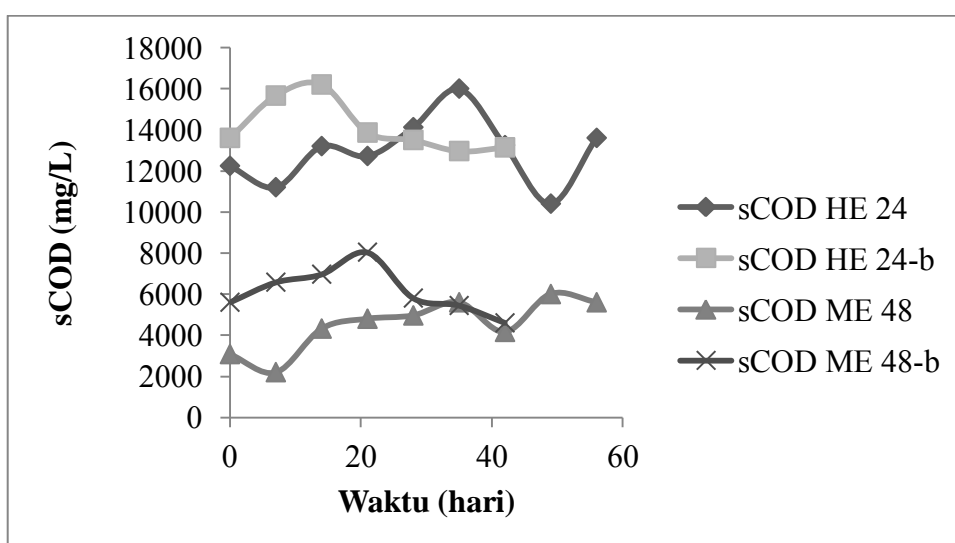


Gambar 4.33 Konsentrasi sCOD HE 16 , ME 32, HE 16-b, ME 32-b

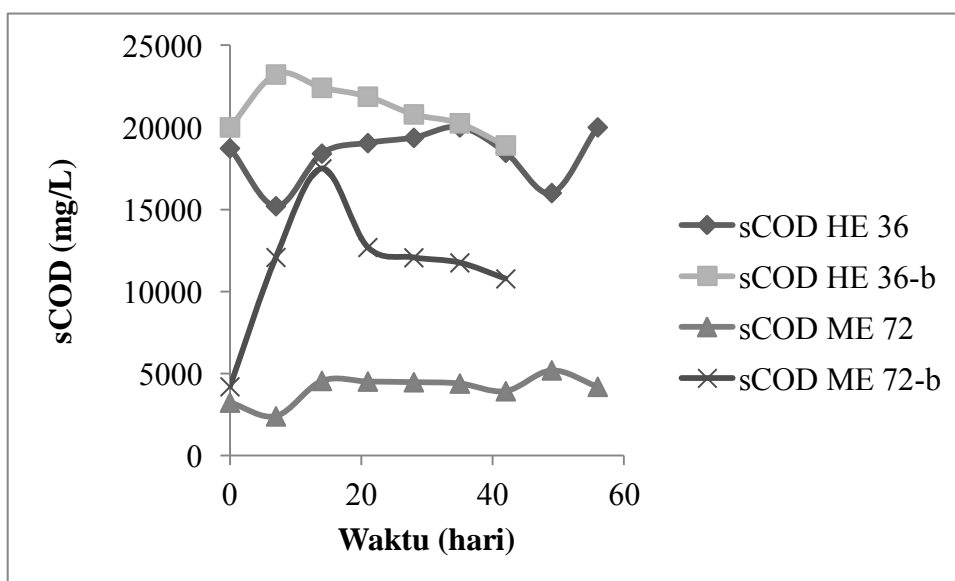


Gambar 4.34 Konsentrasi sCOD HE 18, HE 18-b dan ME 36, ME 36-b

Gambar 4.35-4.36 dapat dilihat bahwa sCOD pada HE 24-b , HE 36-b dan ME 48-b, ME 72-b dengan *biocarrier* menurun setelah 21 hari. Namun, hal itu sangat berbeda dengan HE 24, 36 dan ME 48, ME 72 tanpa *biocarrier* . HE 24, HE 36 dan ME 48, ME 72 tanpa *biocarrier* berfluktuasi dan memiliki kecenderungan meningkat. Hal itu disebabkan granulasi baru terbentuk setelah 14 hari dan mencapai stabilitas setelah 40 hari berjalan. Farajzadehha *et al.* (2012) melaporkan bahwa biomassa granulasi stabil setelah 40 hari *start-up* . Data selengkapnya dapat dilihat pada Tabel A.9-A.12 pada lampiran.



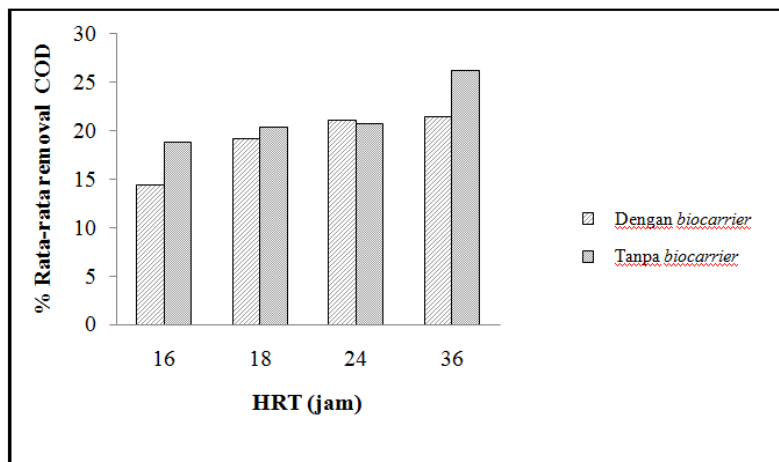
Gambar 4.35 Konsentrasi sCOD HE 24,HE 24-b dan ME 48, ME 48-b



Gambar 4.36 Konsentrasi sCOD HE 36,HE 36-b dan ME 72, ME 72-b

4.4.3 Removal sCOD setiap HRT

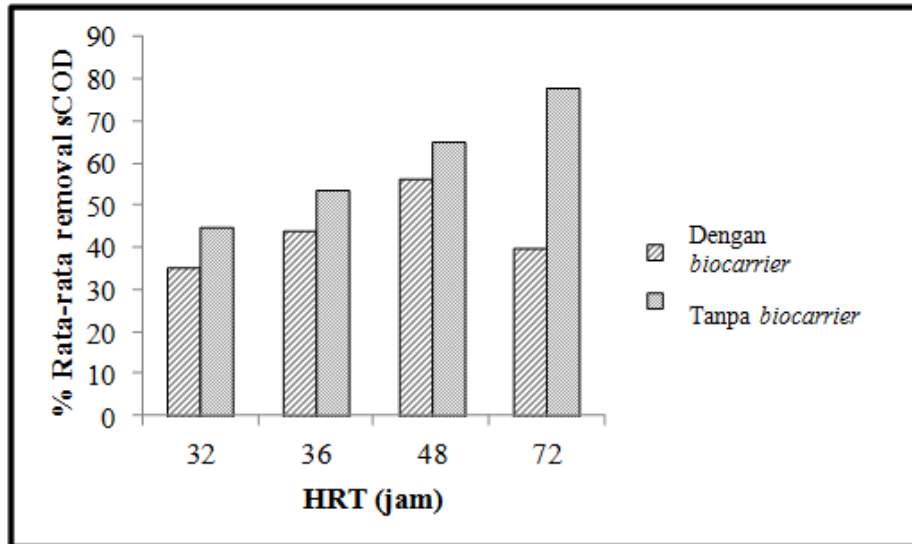
Gambar 4.37-4.39 menunjukkan bahwa removal sCOD reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* masih di bawah reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*. Removal sCOD tertinggi pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* terdapat pada total HRT 72 sebesar 65% dengan removal sCOD HE 24-b sebesar 23% dan removal sCOD ME 48-b sebesar 55%. Sedangkan untuk reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier* removal sCOD tertinggi terdapat pada total HRT 108 sebesar 83% dengan removal sCOD HE 36 sebesar 27% dan removal sCOD ME 72 sebesar 78%. Sedangkan menurut Wenji *et al.* (2008) removal sCOD dapat dicapai hingga di atas 87%. Removal sCOD dipengaruhi oleh HRT dan konsentrasi biomassa.



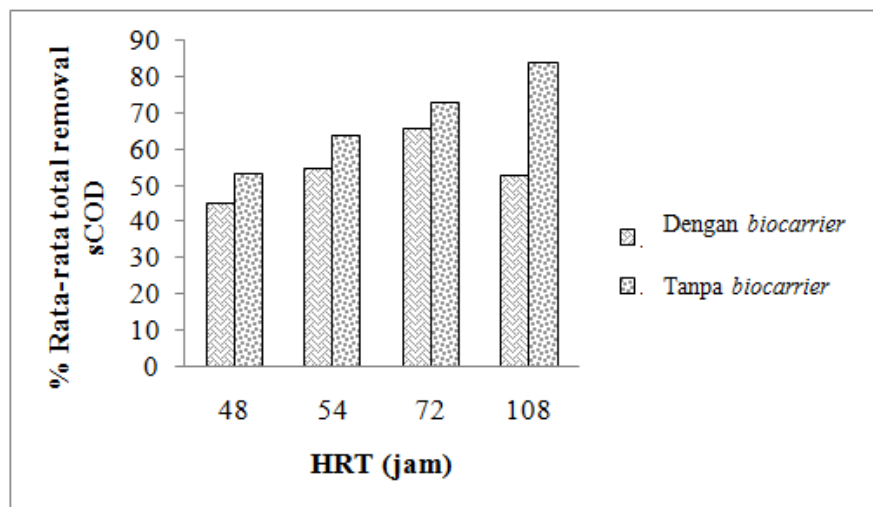
Gambar 4.37 Rata-rata removal sCOD pada HE

Gambar 4.37-4.39 menunjukkan HRT lebih tinggi pada reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis, dengan *biocarrier* dan tanpa *biocarrier*, masing-masing memiliki removal COD lebih tinggi kecuali ME 72-b. Namun, hal itu disebabkan pada ME 72 dengan *biocarrier* ditemukan konsentrasi oksigen yang cukup tinggi bila dibandingkan HRT lainnya. Selain itu, granulasi biomassa yang tinggi memiliki efek removal sCOD. Granulasi biomassa dapat dibentuk dengan menambahkan *biocarrier*. Namun, dalam penelitian ini, reaktor yang ditambahkan *biocarrier* memiliki removal sCOD lebih rendah dari reaktor tanpa *biocarrier* karena dalam reaktor yang ditambahkan *biocarrier* ditemukan adanya

oksigen, sedangkan, di reaktor tanpa penambahan *biocarrier*, kehadiran oksigen tidak ditemukan. Selain itu, reaktor yang ditambahkan *biocarrier* memiliki *initial biomass* lebih rendah dari reaktor tanpa penambahan *biocarrier*. Data selengkapnya dapat dilihat pada Tabel A.13-A.14 pada lampiran.



Gambar 4.38 Rata-rata removal sCOD ME



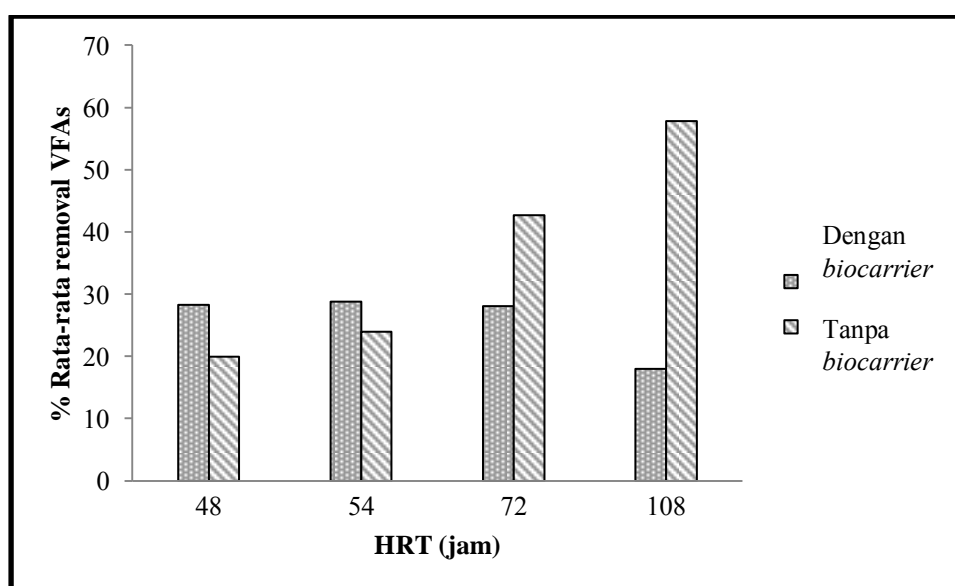
Gambar 4.39 Rata-rata total removal sCOD

4.4.4 Removal VFAs

Removal VFAs memiliki hubungan dengan Removal sCOD . Removal sCOD tinggi jika removal VFAs tinggi. Removal VFAs dipengaruhi oleh HRT , granulasi biomassa dan konsentrasi biomassa. Gambar 4.40 menunjukkan HRT yang tinggi pada reaktor dengan *biocarrier* dan tanpa *biocarrier*, masing-masing

memiliki removal VFAs lebih tinggi kecuali ME 72-b dengan *biocarrier*. Namun, hal itu disebabkan pada ME 72 ngan *biocarrier* ditemukan oksigen dengan konsentrasi yang lebih tinggi daripada HRT lainnya , kemudian, konsentrasi asetat yang tinggi tidak sepenuhnya dikonversi menjadi metan. Selain itu, granulasi biomassa yang tinggi memiliki efek pada removal VFAs. Granulasi biomassa dapat dibentuk dengan menambahkan *biocarrier*. Namun, dalam penelitian ini, reaktor yang ditambahkan *biocarrier* memiliki removal VFAs lebih rendah dari pada reaktor tanpa penambahan *biocarrier* karena dalam reaktor yang ditambahkan *biocarrier* ditemukan oksigen, sedangkan, di reaktor tanpa penambahan *biocarrier*, kehadiran oksigen tidak ditemukan. Selain itu, reaktor yang menambahkan *biocarrier* memiliki *initial biomass* lebih rendah dari reaktor tanpa penambahan *biocarrier*.

Pada penelitian ini, efisiensi tertinggi removal VFA dari reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* sekitar 27-28% dan untuk reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier* 58%. Sedangkan menurut Chaikasem *et al.* (2014) removal VFAs berkisar 67% dengan *biocarrier* dan 88% tanpa penambahan *biocarrier*. Chaikasem *et al.* (2014) menjelaskan penurunan efisiensi removal VFAs setelah penambahan *biocarrier* (PVA-gel) disebabkan adanya pengaruh penambahan *biocarrier* terhadap aktifitas *acidogens* yang meningkatkan produksi asam propionat. Data selengkapnya dapat dilihat pada Tabel A.15-A.20 pada lampiran.



Gambar 4.40 Removal VFAs

4.5 Studi Biokinetik

4.5.1 *Maximum specific growth rate* (μ_m)

Penambahan *biocarrier* memberikan dampak yang signifikan terhadap pertumbuhan biomassa pada proses anaerobik dua tahap. Meskipun konsentrasi *initial biomass* pada reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* lebih rendah dari pada reaktor anaerobik dua tahap tanpa penambahan *biocarrier*, pertumbuhan biomassa pada reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* terus meningkat dan lebih stabil setelah aklimatisasi. Akan tetapi pada awal aklimatisasi, biomassa tidak menempel secara baik dan granulasi lebih tidak stabil. Farajzadehha *et al.* (2012) menyatakan bahwa granulasi biomassa pada *biocarrier* akan benar-benar stabil setelah 40 hari aklimatisasi. Ketika granulasi belum stabil, biomassa akan mudah terbangun ketika *feeding*. Terbangnya biomassa akan mengganggu proses sehingga *feeding* harus dilakukan secara hati-hati ketika aklimatisasi.

Tabel 4.1-4.2 menunjukkan adanya kaitan initial biomas dan konsentrasi biomas terhadap μ_m reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier*. Tingginya pertumbuhan biomassa pada reaktor anaerobik dua tahap yang ditambahkan *biocarrier* menyebabkan nilai μ_m reaktor hidrolisis dan reaktor metanogenesis dengan *biocarrier* lebih tinggi dari pada nilai μ_m reaktor hidrolisis tanpa *biocarrier*. Kim *et al* (2013) menyatakan nilai μ_m yang tinggi mengindikasikan biomassa yang ada di dalam sistem tersebut tumbuh dengan cepat. Pertumbuhan yang cepat menunjukkan granulasi cepat terbentuk dan sistem bekerja dengan baik. Nilai μ_m reaktor dua tahap yang ditambahkan *biocarrier* adalah 0,0162 /hari untuk reaktor hidrolisis dan 0.0012/hari untuk reaktor metanogenesis Sedangkan nilai μ_m reaktor dua tahap tanpa penambahan *biocarrier* adalah 0,0008 / hari dan 0,0045/hari untuk reaktor metanogenesis (Gambar 4.41-4.42). Nilai μ_m pada penelitian ini masih dibawah hasil penelitian Diaz *et al.* (2013) yang mana nilai μ_m berkisar 0,12/hari.

Tabel 4.1 μ_m Reaktor Hidrolisis

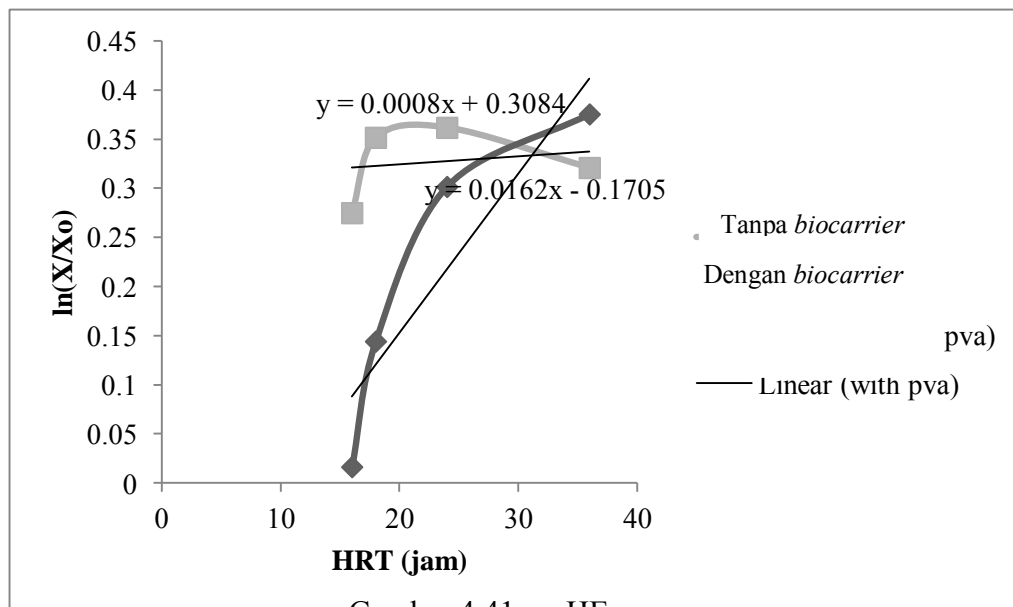
HRT	<i>Biocarrier</i>				Tanpa <i>Biocarrier</i>			
	X (mg/L)	X ₀ (mg/L)	X/X ₀	Ln(X/X ₀)	X (mg/L)	X ₀ (mg/L)	X/X ₀	Ln(X/X ₀)
16	528.57	520	1,02	0,017	7168	5445	1,32	0,28
18	808.57	700	1,16	0,14	7739,8	5445	1,42	0,35
24	630.95	466,7	1,35	0,30	7818,6	5445	1,44	0,36
36	921.91	633,33	1,46	0,38	7505,2	5445	1,38	0,32

Sumber: Hasil Perhitungan

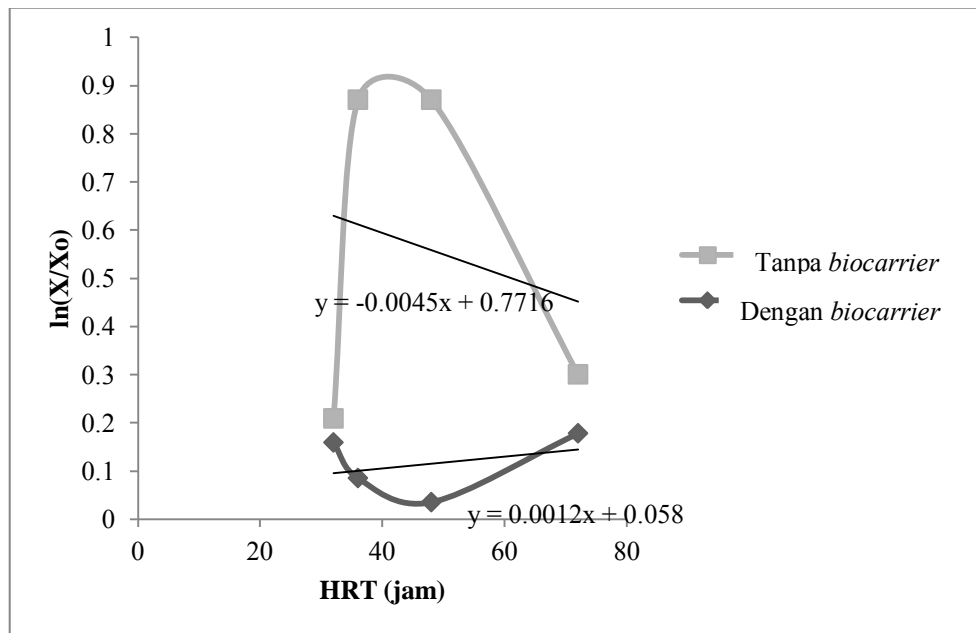
Tabel 4.2 μ_m Reaktor Metanogenesis

HRT	<i>Biocarrier</i>				Tanpa <i>Biocarrier</i>			
	X (mg/L)	X ₀ (mg/L)	X/X ₀	Ln (X/X ₀)	X (mg/L)	X ₀ (mg/L)	X/X ₀	Ln(X/X ₀)
32	797,14	680	1,17	0,16	4035,56	3275	1,23	0,21
36	805,71	740	1,09	0,09	7818,56	3275	2,39	0,87
48	952,86	920	1,04	0,04	7818,56	3275	2,39	0,87
72	876,19	733	1,20	0,18	4422,22	3275	1,35	0,30

Sumber: Hasil Perhitungan



Gambar 4.41 μ_m HE



Gambar 4.42 μ_m ME

4.5.2 Half-velocity constant (Ks)

Penambahan biocarrier akan meningkatkan granulasi biomassa. Tingginya granulasi biomassa menunjukkan pertumbuhan biomassa yang cepat. Konsentrasi biomassa yang tinggi akan memperbaiki penyerapan polutan. Oleh karena itu, penambahan *biocarrier* memberikan dampak pada konsentrasi sCOD. Penurunan konsentrasi sCOD akan berpengaruh pada nilai Ks. Penambahan *biocarrier* yang menurunkan konsentrasi sCOD akan memperbaiki nilai Ks.

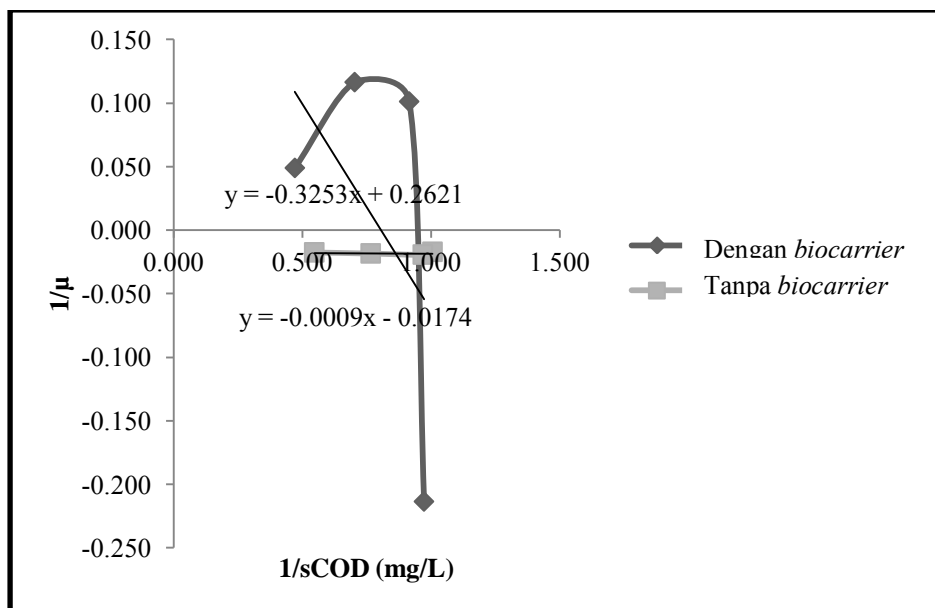
Ks dari reaktor hidrolisis dan raktor metanogenesis diturunkan dari kecepatan pertumbuhan setiap HRT and konsentrasi sCOD, kemudian diplotkan dalam bentuk grafik (Gambar 4.43-4.44). Setelah itu, *slopes* diidentifikasi sebagai K_s/u_m . Kemudian, didapatkan nilai Ks. Perhitungannya dapat dilihat pada persamaan 4.1-4.4 dan tabel 4.3-4.4. Hasil yang didapatkan dari persamaan 4.1-4.4 menunjukkan bahwa nilai Ks reaktor hidrolisis tanpa *biocarrier* lebih tinggi dari pada nilai Ks reaktor hidrolisis dengan *biocarrier*. Begitu juga dengan reaktor metanogenesis tanpa *biocarrier* memiliki nilai Ks yang lebih tinggi dari pada nilai Ks pada reaktor metanogenesis dengan *biocarrier*. Metcalf dan Eddy (2014) menyatakan bahwa tingginya nilai Ks mengindikasikan bahwa sistem tidak menyerap substrat pada kecepatan maksimumnya. Hal ini dapat dikatakan bahwa

semakin kecil nilai K_s pada proses biologis maka penyerapan polutan semakin tinggi dan penambahan *biocarrier* pada reaktor anaerobik dua tahap dapat memperkecil nilai K_s . Nilai K_s reaktor anaerobik dengan penambahan *biocarrier* adalah 0,0072mg/L untuk reaktor hidrolisis dan 0,378 mg/L untuk reaktor metanogenesis. Nilai K_s reaktor anaerobik tanpa penambahan *biocarrier* adalah 52,7 mg/L untuk reaktor hidrolisis and 4,23 mg/L untuk reaktor metanogenesis. Nilai K_s pada penelitian ini di atas hasil penelitian Diaz *et al.* (2013) yang berkisar 0,96 mg/L untuk reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*. Sedangkan untuk reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* nilai K_s masih dibawah hasil penelitian Diaz *et al.* (2013).

Tabel 4.3 K_s HE

HR T	<i>Biocarrier</i>				Tanpa <i>Biocarrier</i>			
	μ	$1/\mu$	COD	$1/\text{COD}$	μ	$1/\mu$	COD	$1/\text{COD}$
16	-4,680	-0,214	1,028	0,973	-58,100	-0,017	0,99	1,006
18	9,90	0,101	1,093	0,915	-51,600	-0,019	1,03	0,968
24	8,60	0,116	1,422	0,703	-54,100	-0,018	1,31	0,766
36	20,50	0,049	2,124	0,471	-56,600	-0,018	1,83	0,546

Sumber: Hasil Perhitungan



Gambar 4.43 K_s HE

$$K_s/\mu_m = 0,3253 \times 10^4 \quad (4.1)$$

$$\begin{aligned} K_s &= 0,3253 \times 10^4 \times 0,0162 \\ &= 52,7 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

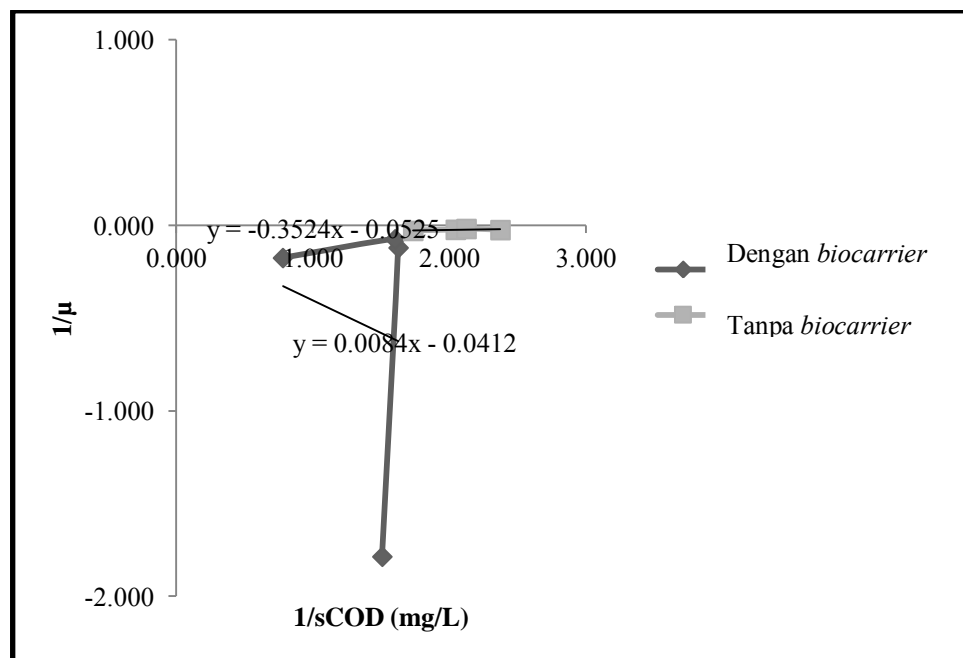
$$K_s/\mu_m = 0,0009 \times 10^4 \quad (4.2)$$

$$\begin{aligned} K_s &= 0,0009 \times 10^4 \times 0,0008 \\ &= 0,0072 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

Tabel 4.4 Ks ME

HRT	<i>Biocarrier</i>				<i>Tanpa Biocarrier</i>			
	μ	$1/\mu$	COD	$1/\text{COD}$	μ	$1/\mu$	COD	$1/\text{COD}$
32	-0,560	-1,786	0,663	1,509	-34,700	-0,029	0,576	1,735
36	-8,310	-0,120	0,614	1,628	-43,500	-0,023	0,488	2,047
48	-13,49	-0,074	0,624	1,603	-54,100	-0,018	0,471	2,125
72	-5,71	-0,175	1,280	0,781	-40,900	-0,024	0,421	2,374

Sumber: Hasil Perhitungan



Gambar 4.44 Ks ME

$$K_s/\mu_m = 0.3524 \times 10^4 \quad (4.3)$$

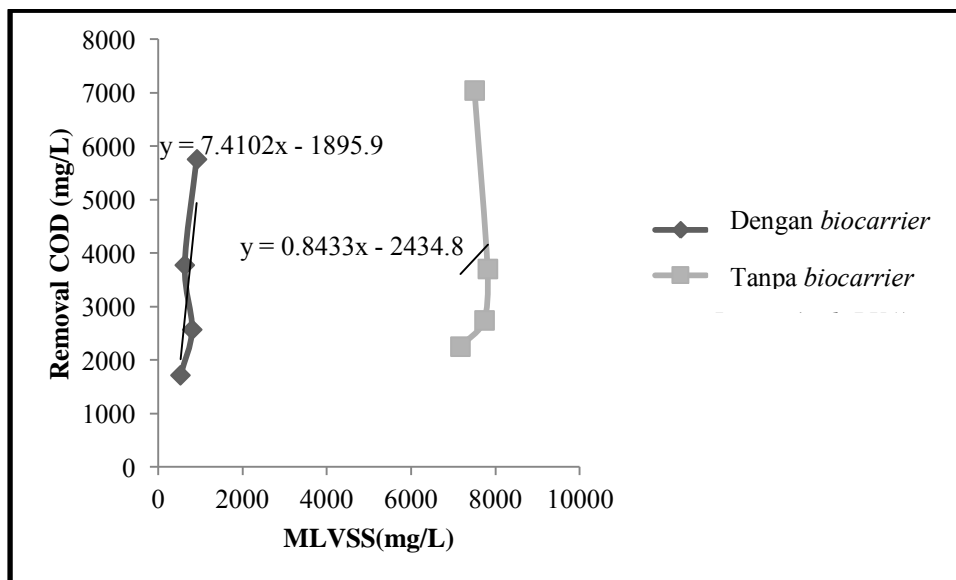
$$\begin{aligned} K_s &= 0.3524 \times 10^4 \times 0.0012 \\ &= 4.23 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

$$K_s/\mu_m = 0.0084 \times 10^4 \quad (4.4)$$

$$\begin{aligned} K_s &= 0.0084 \times 10^4 \times 0.0045 \\ &= 0.378 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

4.5.3 Sludge yield observation (Yobs)

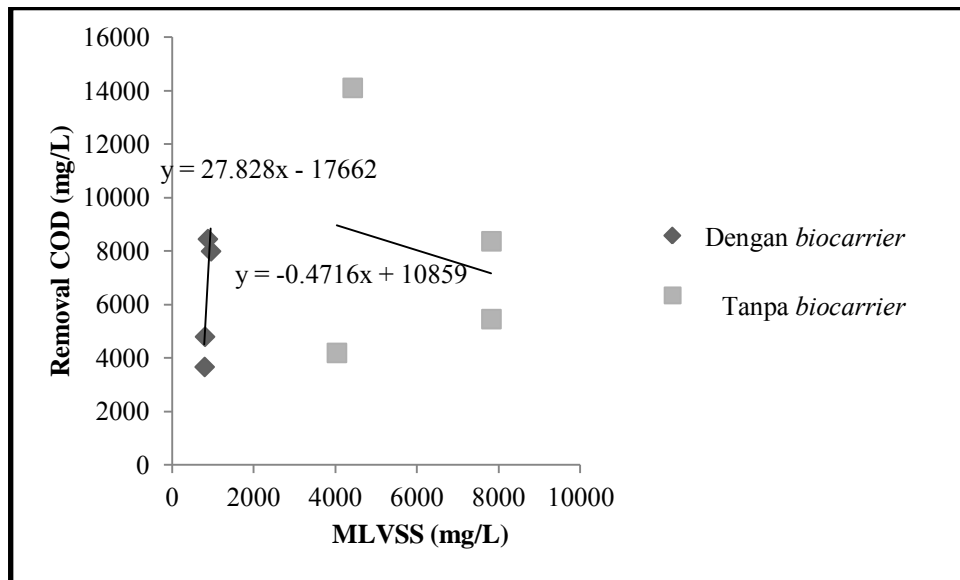
Gambar 4.45-4.46 menunjukkan bahwa nilai Y_{obs} dari reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* lebih tinggi dari pada Y_{obs} reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier*. Tingginya nilai Y_{obs} mengindikasikan bahwa sistem sangat produktif dalam menghasilkan sel biomassa yang baru. Meskipun, reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* memiliki *initial biomass* yang rendah akan tetapi produksi sel biomassa yang semakin meningkat dengan adanya penambahan *biocarrier*.



Gambar 4.45 Y_{obs} HE

Nilai Y_{obs} reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* adalah 7,4 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor hidrolisis and 27,8 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor metanogenesis. Y_{obs} reaktor anaerobik tanpa penambahan *biocarrier* adalah 0,84 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk

reaktor hidrolisis and 0,47 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor metanogenesis. Nilai Yobs penelitian ini masih diatas hasil penelitian Diaz *et al.* (2013) yang berkisar 0,5 mgMLVSS/mgCOD.



Gambar 4.46 Yobs ME

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Penambahan *biocarrier* pada reaktor anaerobik dengan kondisi termofilik dapat memperbaiki pertumbuhan biomassa khususnya proses anaerobik yang memiliki *initial biomass* yang rendah. Nilai μ_m reaktor dua tahap yang ditambahkan *biocarrier* adalah 0,0162/hari untuk reaktor hidrolisis dan 0,0012/hari untuk reaktor metanogenesis. Sedangkan nilai μ_m reaktor dua tahap tanpa penambahan *biocarrier* adalah 0,0008/hari dan 0,0045/hari untuk reaktor metanogenesis. Nilai K_s reaktor anaerobik dengan penambahan *biocarrier* adalah 0,0072 mg/L untuk reaktor hidrolisis dan 0,378 mg/L untuk reaktor metanogenesis. Nilai K_s reaktor anaerobik tanpa penambahan *biocarrier* adalah 52,7 mg/L untuk reaktor hidrolisis and 4,23 mg/L untuk reaktor metanogenesis. Yobs reaktor anaerobik dua tahap dengan penambahan *biocarrier* adalah 7,4 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor hidrolisis dan 27,8 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor metanogenesis. Yobs reaktor anaerobik tanpa penambahan *biocarrier* adalah 0,84 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor hidrolisis dan 0,47 mg *biomass*/mg *substrate used* untuk reaktor metanogenesis.
2. Efisiensi tertinggi removal VFA dari reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* sekitar 27-28% dan untuk reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier* 58%. Selain itu, removal sCOD tertinggi pada reaktor anaerobik dua tahap dengan *biocarrier* terdapat pada total HRT 72 sebesar 65% dengan removal sCOD HE 24-b sebesar 23% dan removal sCOD ME 48-b sebesar 55%. Sedangkan untuk reaktor anaerobik dua tahap tanpa *biocarrier* removal

sCOD tertinggi terdapat pada total HRT 108 sebesar 83% dengan removal sCOD HE 36 sebesar 27% dan removal sCOD ME 72 sebesar 78%.

5.2 Saran

1. Botol duran sebagai skala laboratorium harus dihindari jika pada tutup tidak ada penekan yang kuat dari tekanan gas yang diproduksi karena hal itu dapat memicu kehadiran oksigen jika tutup botol mengalami kerusakan
2. *Feeding* secara manual harus dihindari untuk memperbaiki hasil penelitian
3. Analisis SEM pada *biocarrier* perlu dilakukan karena sangat penting untuk mengetahui keragaman mikroorganisme pada *biocarrier*
4. PVA gel sangat bagus sebagai *biocarrier*, akan tetapi, jenis lain *biocarrier* perlu diselidiki untuk menemukan *biocarrier* meningkatkan granulasi pada pengolahan air limbah berdasarkan sumber daya lokal. Selain itu, jenis *biocarrier* yang memiliki beda tegangan permukaan sangat menarik untuk diteliti.

LAMPIRAN

Lampiran A: Data Percobaan

Tabel A.1 MLSS dan ML VSS HE 16 h

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	520	8200	680	8200
7	800	8400	1800	8420
14	450	8300	850	8320
21	450	8650	550	9400
28	540	7120	580	7140
35	640	5940	640	5940
42	300	6260	900	6380
49		5875		5913
56		5767		6267
Average	529	7168	857	7331

Tabel A.2 MLSS dan MLVSS HE 18 h

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	700	8780	1233	9220
7	800	8300	1800	9140
14	400	8540	1500	9180
21	600	9800	1200	10050
28	1020	7700	1020	8060
35	1440	6860	1520	6940
42	700	6920	700	7100
49		6225		6463
56		6533		6700
Average	809	7740	1282	8095

Tabel A.3 MLSS dan MLVSS HE 24 jam

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	467	8620	500	8820
7	400	8280	650	8520
14	500	8600	800	8680
21	500	10520	750	10920
28	1300	7920	1500	8000
35	700	7220	900	7300
42	550	6280	650	6640
49		6860		7200
56		6067		6200
Average	631	7819	821	8031

Tabel A.4 MLSS dan MLVSS HE 36

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	633	8440	667	8740
7	450	8500	1050	8540
14	550	8460	700	8720
21	700	8500	800	8950
28	1660	8020	1740	8380
35	1760	7600	1880	8060
42	700	6140	950	6460
49		6220		6520
56		5667		5967
Average	922	7505	1112	7815

Tabel A.5 MLSS dan MLVSS ME 32

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	680	5260	1120	5780
7	1000	4860	1900	5920
14	1000	5060	1850	5840
21	600	5060	1100	5140
28	650	4460	650	5000
35	650	3860	650	4140
42	1000	3740	1000	4220
49		4260		5340
56		3060		3140
Average	797	4402	1181	4947

Tabel A.6 MLSS dan MLVSS ME 36

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	740	4920	1080	5780
7	1100	4740	2300	5580
14	1150	4840	1800	5680
21	650	4780	1150	5120
28	650	4300	1000	4880
35	700	3760	950	4080
42	650	3180	650	3580
49		3020		3580
56		2780		3120
Rata-rata	806	4036	1276	4600

Tabel A.7 MLSS dan MLVSS ME 48

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	920	8620	1300	8820
7	1350	8280	2450	8520
14	1250	8600	2400	8680
21	1000	10520	1300	10920
28	800	7920	950	8000
35	700	7220	1000	7300
42	650	6280	1000	6640
49		6860		7200
56		6067		6200
Average	953	7819	1486	8031

Tabel A.8 ML SS dan MLVSS ME 72

Hari	MLVSS		MLSS	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	733	5820	1167	6460
7	1067	5040	2000	5580
14	833,33	5420	1633,33	6020
21	1200	4220	1750	4740
28	1100	4200	1400	4800
35	600	4160	1100	4860
42	600	3780	1250	4300
49		3940		4320
56		3220		3740
Average	876	4422	1471	4980

Tabel A.9 sCOD HE 16 & ME 32

Hari	sCOD HE 16		sCOD ME 32	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	8800	8480	7600	2720
7	10680	7200	8010	4000
14	11400	9600	9120	4640
21	7680	8720	6220.8	5100
28	11160	10240	5914.8	5650
35	10680	12000	5553.6	6200
42	10080	9373	4939.2	4718
49		13600		8200
56		8800		7600

Tabel A.10 sCOD HE 18 & ME 36

Hari	sCOD HE 18		sCOD ME 36	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	11200	1080	5000	3600
7	12015	8000	6968.7	3100
14	12234.1	9600	7095.78	4640
21	10530	10400	6107.4	5220
28	9855	11440	6011.55	4450
35	10530	12800	5580.9	5800
42	10395	10386	5093.55	4468
49		8800		6400
56		11200		5000

Tabel A.11 sCOD HE 24 & ME 48

Hari	sCOD HE 24		sCOD ME 48	
	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	<i>Tanpa Biocarrier</i>
0	13600	12240	5600	3080
7	15660	11200	6577.2	2200
14	16200	13200	6966	4320
21	13860	12720	8038.8	4800
28	13500	14120	5805	4960
35	12960	16000	5443.2	5600
42	13140	13246	4599	4160
49		10400		6000
56		13600		5600

Tabel A.12 sCOD HE 36 & ME 72

Hari	sCOD HE 36		sCOD ME 72	
	<i>Biocarrier</i>	Tanpa <i>Biocarrier</i>	<i>Biocarrier</i>	Tanpa <i>Biocarrier</i>
0	20000	18720	4200	3240
7	23220	15200	12074.4	2400
14	22410	18400	17479.8	4560
21	21870	19040	12684.6	4520
28	20790	19360	12058.2	4480
35	20250	20000	11745	4400
42	18900	18453	10773	3933
49		16000		5200
56		20000		4200

Tabel A.13 Rata-rata Konsentrasi sCOD dan MLVSS Reaktor Hidrolisis

HRT	<i>Biocarrier</i> (mg/L)		Tanpa <i>Biocarrier</i> (mg/L)	
	MLVSS	sCOD removal	MLVSS	sCOD removal
16	529	1720	7168	2255
18	809	2573	7740	2746
24	631	3780	7819	3708
36	922	5759	7505	7047

Tabel A.14 Rata-rata Konsentrasi sCOD dan ML VSS Reaktor Metanogenesis

HRT	<i>Biocarrier</i> (mg/L)		Tanpa <i>Biocarrier</i> (mg/L)	
	MLVSS	sCOD removal	MLVSS	sCOD removal
32	797	3654	4036	4178
36	806	4784	7819	5444
48	953	7982	7819	8356
72	876	8438	4422	14095

Tabel A.15 Konsentrasi Asam Asetat tanpa *Biocarrier*

Hari	Asam Asetat							
	HE 16	HE 18	HE 24	HE 36	ME 32	ME 36	ME 48	ME 72
0	553.0	676.8	900.2	1690.8	399.7	602.9	564.1	741.4
7	571.5	656.4	1094.2	1980.7	473.6	687.8	656.4	780.2
14	950.1	922.4	1531.9	2388.9	874.4	589.9	870.7	660.1
21	850.4	912.0	1387.9	2071.2	804.2	604.7	752.5	940.9
28	754.3	1096.0	1507.9	2364.0	785.7	591.8	669.4	985.2
35	676.8	940.9	1254.9	2261.5	859.6	656.4	721.1	1118.2
42	554.9	771.0	1145.9	2352.0	601.0	545.6	669.4	1229.0
49	721.1	800.5	1099.7	2189.5	682.3	639.8	645.4	1133.0
56	650.9	837.4	1209.8	1986.3	771.0	680.5	695.2	1181.0

Tabel A.16 Konsentrasi Asam Propionat tanpa *Biocarrier*

Hari	Asam Propionat							
	HE 16	HE 18	HE 24	HE 36	ME 32	ME 36	ME 48	ME 72
0	149.4	149.4	251.8	215.2	39.8	147.6	37.9	89.1
7	136.6	101.9	244.5	197.0	6.9	50.7	56.2	112.9
14	321.3	105.6	136.6	217.1	81.8	136.6	67.2	202.4
21	233.5	147.6	209.8	186.0	78.2	211.6	81.8	246.3
28	392.5	175.0	186.9	209.8	109.2	260.9	167.7	246.3
35	253.6	147.6	271.9	215.2	118.4	264.6	226.2	100.1
42	207.9	222.6	356.0	281.0	120.2	173.2	204.3	154.9
49	328.6	158.6	264.6	299.3	218.9	165.9	217.1	173.2
56	263.3	176.3	240.8	245.0	178.7	215.2	215.2	213.4

Tabel A.17 Konsentrasi Asam Butirat tanpa *Biocarrier*

Hari	Asam Butirat							
	HE 16	HE 18	HE 24	HE 36	ME 32	ME 36	ME 48	ME 72
0	348.5	513.6	656.9	1530.1	402.2	543.6	449.6	1223.1
7	381.7	526.4	751.0	1537.4	379.2	335.7	413.7	1178.2
14	484.1	610.2	907.7	1499.7	319.7	315.8	312.0	1304.5
21	534.7	562.8	729.2	1411.4	348.5	310.7	354.2	1560.0
28	375.3	522.5	752.9	1299.4	223.7	294.1	338.9	1672.8
35	416.9	486.0	678.0	1234.7	223.7	338.9	511.0	1545.0
42	314.6	538.5	667.8	1324.3	185.3	313.3	338.9	1722.8
49	381.4	552.0	507.8	839.9	189.1	372.8	402.2	1760.2
56	371.5	525.7	617.9	1037.6	206.4	355.5	457.3	1842.7

Tabel A.18 Konsentrasi Asam Asetat dengan *Biocarrier*

Hari	Asam Asetat							
	HE 16	HE 18	HE 24	HE 36	ME 32	ME 36	ME 48	ME 72
0	650.9	837.4	1209.8	1986.3	771	680.5	695.2	1181
7	970.4	1168.1	1554.1	1554.1	859.6	859.6	1173.6	1282.6
14	972.3	748.8	804.2	804.2	638	601	730.3	1009.2
21	1062.8	843	1506.1	1136.7	536.4	638	1031.4	1186.5
28	1437.7	1511.6	1781.3	1781.3	638	780.2	964.9	1336.1

Tabel A.19 Konsentrasi Asam Propionat dengan *Biocarrier*

Hari	Asam Propionat							
	HE 16	HE 18	HE 24	HE 36	ME 32	ME 36	ME 48	ME 72
0	263.3	176.3	240.8	245	178.7	215.2	215.2	213.4
7	100.1	100.1	100.1	27	100.1	100.1	173.2	173.2
14	27	173.2	173.2	154.9	100.1	100.1	100.1	100.1
21	282.9	136.6	173.2	118.4	246.3	45.3	45.3	81.8
28	100.1	63.5	136.6	136.6	100.1	100.1	45.3	0

Tabel A.20 Konsentrasi Asam Butirat dengan *Biocarrier*

Hari	Asam Butirat							
	HE 16	HE 18	HE 24	HE 36	ME 32	ME 36	ME 48	ME 72
0	371.5	525.7	617.9	1037.6	206.4	355.5	457.3	1842.7
7	146.9	166.1	166.1	426.5	166.1	186.6	166.1	507.2
14	146.9	223.7	172.5	262.1	281.3	127.7	198.1	270.4
21	146.9	148.5	198.1	198.1	251.2	127.7	191.7	101.5
28	242.9	188.5	253.8	300.5	376.6	413.7	198.1	583.3

Tabel A.21 Nilai pH HE 16 dan ME 32 tanpa *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
1	16	8.01	5.1	32	7.05
7		8.03	4.87		7.42
14		8.06	4.83		7.83
21		7.88	6.29		7.69
28		7.48	6.28		7.17
35		7.8	6.83		7.52
42		7.79	5.63		7.65
49		7.8	5.58		7.18
56		7.82	5.62		7.13

Tabel A.22 Nilai pH HE 18 dan ME 36 tanpa *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
1	18	7.97	4.58	36	6.66
7		8	4.73		8.39
14		8.16	4.93		7.26
21		7.86	6.22		7.54
28		7.49	6.14		7.46
35		7.67	6.74		7.56
42		7.73	5.57		7.53
49		7.79	5.47		7.52
56		7.71	5.67		7.25

Tabel A.23 Nilai pH HE 24 dan ME 48 tanpa *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
0	24	7.95	5.09	48	7.07
7		7.97	4.61		7.18
14		8.12	4.68		7.63
21		7.83	6.25		7.53
28		7.54	6.07		7.54
35		7.73	6.81		7.45
42		7.78	5.71		7.64
49		7.84	5.26		7.85
56		7.77	5.62		7.33

Tabel A.24 Nilai pH HE 36 dan ME 72 tanpa *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
0	36	7.9	5.67	72	6.97
7		7.94	4.74		8.13
14		8.03	4.62		7.07
21		7.81	6.08		7.25
28		7.53	6.09		7.69
35		7.65	6.58		7.8
42		7.76	5.48		7.78
49		7.87	5.18		7.89
56		7.71	5.06		7.09

Tabel A.25 Nilai pH HE 16 dan ME 32 dengan *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
0	16	7.6	6.96	32	8.43
7		5.7	5.43		8.19
14		7.45	6.67		8.1
21		7.48	6.28		7.17
28		7.55	6.79		7.06
35		6.9	6.12		7.25
42		6.5	5.85		7.17

Tabel A.26 Nilai pH HE 18 dan ME 36 dengan *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
0	18	7.6	6.9	36	7.82
7		5.7	5.2		8.36
14		7.45	6.28		8.29
21		7.48	6.67		7.34
28		7.55	6.12		7.5
35		6.9	6.33		7.22
42		6.5	5.96		7.27

Tabel A.27 Nilai pH HE 24 dan ME 48 dengan *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
0	24	7.6	6.29	48	7.86
7		5.7	5.1		8.28
14		7.45	5.48		8.14
21		7.48	6.65		7.25
28		7.55	6.06		7.4
35		6.9	6.11		7.22
42		6.5	6.03		7.22

Tabel A.28 Nilai pH HE 36 dan ME 72 dengan *Biocarrier*

Hari	HRT	Feed	Hidrolisis	HRT	Metanogenesis
0	36	7.6	6.13	72	8.08
7		5.7	5.21		8.64
14		7.45	6.03		8.19
21		7.48	6.58		7.51
28		7.55	6.21		7.7
35		6.9	5.99		7.47
42		6.5	5.8		7.48

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR PUSTAKA

- Abeynayaka, A. (2009). Thermophilic aerobic membrane bioreactor for industrial wastewater treatment. (Master Thesis No.EV-09-01, Asian Institute of Technology, 2009). Bangkok: Asian Institute of Technology).
- Anonim. (2008). PVA-gel bioreactor. Kuraray Aqua Co., LTD.
- APHA, AWWA, dan WEF (2005). Standard methods for examination of the water and wastewater, (21st edition). Washington, D.C, : APHA. ISBN: 0-8755-3047-8.
- Carrere, H., Rafrafi, Y., Battimelli, A., Torrijos, M., Delgenes, J.P. dan Motte, L., (2012). Improving methane production during the codigestion of waste-activated sludge and fatty wastewater: Impact of thermo-alkaline pretreatment on batch and semi-continuous processes anerobic. *Chemical Engineering Journal*, 210, 404–409.
- Chaikasem, S., Abeynayaka, A., Visvanatha, C., (2014). Effect of polyvinyl alcohol hydrogel as a biocarrier on volatile fatty acids production of a two-stage thermophilic anaerobic membranane bioreactor. *Chemical Biosource Technology*, xxx, xxx–xxx.
- Chelliapan, S., Wilby, T., Yuzir, A. dan Sallis, P.J. (2012). Influence of organic loading on the performance and microbial community structure of anaerobic stage reactor treating pharmaceutical wastewater. *Desalination*, 271, 257–264.
- Dan, M.A., Visvanathan, C. dan Basu, B. (2002). Comparative evaluation of yeast and bacterial treatment of high salinity wastewater based on biokinetic coefficients. *Biosource Technology*, 162, 243–249.

- Dareiroti, N.P. dan Kornaros, M. (2014). Effect of hydraulic retention time on the anaerobic co-digestion of agro-industrial wastes in two-stage CSTR system. *Biosource Technology*, 167, 407–415.
- Diamantis, V.I. dan Aviasidis, A. (2007). Comparison of single- and two-stage UASB reactors used for anaerobic treatment of synthetic fruit wastewater. *Enzyme and Microbial Technology*, 42, 6–10.
- Diaz, L.J.C., Calderon, K., Rodriguez, F.A., Lopez, G.J., Hontoria, E. dan Poyatos, J.M. (2013). Comparative kinetic study between moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor and membrane bioreactor system and their influence on organic matter and nutrients removal. *Biochemical Engineering Journal*, 77, 28–40.
- Dong, Z., Lu, M., Huang, W. dan Xu, X. (2011). Treatment of oilfield wastewater in moving bed biofilm reactors using a novel suspensic ceramic biocarrier. *Journal of Hazardous Material*, 196, 123 – 130.
- El-Naas, M., Mourad, A-H.I. dan Surkatti, R. (2013). Evaluation of the characteristics of polyvinyl alcohol (PVA) as matrices for immobilization of *Pseudomonas putida*. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 85, 413-420.
- Farajzadehha, Soheil., Mirbagheri, S.A., Farajzadehha, Soroush. dan Syayegan, J. (2012). Lab scale study of HRT and OLR optimization in UASB reactor for pretreating fortified wastewater in various operational temperatures. *APCBEE Procedia*, 1, 90–95.
- Furukawa, K., Wenjie, Z., Xie, Q., Rouse, J.D. dan Qiao, S. (2009). Treatment of high-strength corn steep liquor using cultivated Polyvinyl alcohol gel beads in an anaerobic fluidized-bed reactor. *Journal of Bioscience and Bioengineering*. 107, (1), 49–53.

- Hassan, C.M. dan Peppas, N.A. (2000). Structure and applications of poly(vinyl alcohol) hidrogels produced by conventional crosslinking or by freezing /thawing methodes . *Advance in Polymer Science* 153.
- Hongyu, L., Wei, T., Xiaojuan, Y. dan Yujian, W. (2007). High-rate ferrous iron oxidation by immobilized *Acidithiobacillus ferrooxidans* with complex of PVA and sodium alginate. *Journal of Microbiological Methods*, 68 , 212–217
- Huifang, Y., Kaimin, W., Shengfen, J., Angui, Q. dan Haijun, X. (1991). The addition of microbes for treating textile wastewater. *Journal of Environmental Science (China)* 3 (1), 95-100.
- Jianlong, W., Hanchang, S. dan Yi, Q. (2000). Wastewater treatment in hybrid biological reactor (HBR) : effect of organic loading rates. *Process biochemistry*, 36, 297- 303.
- Kanh, D., Quan, L., Wenjie, Z., Hira, Daisuke. dan Furukawa, Kenji. (2011). Effect of temperature on low-strength wastewater treatment by UASB reactor using poly(vinyl alcohol)-gel carrier. *Bioresource Technology*, 102, 11147- 11154.
- Kim, J., Cho, Kyung-Jin., Han, Gyuseong, L. dan Hwang, S. (2013). Effect of temperature and pH on on the biokinetic properties tiocyanate biodegradation under autrophic conditions. *Water Research*, 47, 251-258.
- Kongjan, P., Jriyaboon dan O-thong, S. (2014). Anaerobic digestion of skim latex serum (SLS) for hydrogen and methane production using a two-stage process in a series of up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, xxx, 1- 6.

- Kwietniewska, E. dan Tys, J. (2014). Process characteristics inhabitation factors and methane yields of anaerobics digestion process, with particular focus on microbial biomass fermentation. *Reneweble and Sustainable Energy Reviews*, 34 , 491-500.
- Li-Sheng, Z., Wei-Zhong, W. dan Jian-Long, W., (2007). Immobilization of activated sludge using improved polyvinyl alcohol (PVA) gel. *Journal of Environmental Sciences*, 19, 1293 - 1297.
- Metcalf dan Eddy. (2014). Wastewater engineering treatment and resource recovery (5th edition). New York. USA: McGraw-Hill Education.
- Mota, V.T., Santos, F.S. dan Amaral, M.C.S. (2013). Two-stage anaerobic membrane bioreactor for the treatment of sugarcane vinasse: Assessment on biological activity and filtration performance. *Bioresource Technology*, 146, 494–503.
- Quarmby dan Forster, (1995). An examination of the structure of UASB granules. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 62 (1), 60-68.
- Raj, D.S.S. dan Anjaneyulu, Y. (2005). Evaluation of biokinetic parameters for pharmaceutical wastewater using aerobic oxidation integrated with chemical treatment. *Process Biochemistry*, 40, 165-175.
- Schmidt, J. E. dan Ahring, B. K. (1994). Extracellular polymers in granular sludge from different upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 42 (2-3), 457-462.

- She, Z., Zheng, X., Yang, B., Bairen, Jin, C. dan Gao, M. (2006). Granule development and performance in sucrose fed anaerobic baffled reactors. *Journal Biotechnology*, 122, 198-208.
- Soto, M., Mendez, R. dan Lema, J. M. (1992). Characterization and comparison of biomass from mesophilic and thermophilic fixed bed anaerobic digesters. *Water science and technology*, 25 (7), 203-212.
- Stasko, J., Kalnins, M., Dzene, A. dan Tupureina, V. (2009). Poly(vinyl alcohol) hydrogels. *Proceedings of the Estonian Academy of Sciences*, 58 (1), 63–66.
- Wang, Q., Jiang, G., Ye, L. dan Yuan, Z. (2014). Enhancing methane production from waste activated sludge using combined free nitrous acid and heat pre-treatment. *Water Reesearch*, 63, 71-80.
- Wenjie, Z., Dunqiu, W., Yasunori, K., Taichi, Y., Li, Z. dan Kenji, F. (2008). PVA-gel beads enhance granule formation in a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 99, 8400-8405.
- Wijekoon, K.C. (2010). Highrate thermophilic anaerobic membrane bioreactor for wastewater treatment. (Master Thesis No. EV-10-05, Asian Institute of Technology, 2010). Bangkok: Asian Institute of Technology.
- Wijffels, R.H., Emily, J.T.M., Tramper, J., Grolle, F., Katja, C., Santos, P.D. dan Vitor, A.P. (1996). Characteristic of and selection criteria for support material for cell immobilization in wastewater treatment. *Wat. Res.*, 30 (12), 2985–2996.
- Wu, W., Guo, X., Wang, C., Sun, F. dan Zhu, W. (2014). A comparison of microbial characteristics between the thermophilic and mesophilic

anaerobic digesters exposed to elevated food waste loadings. *Bioresource Technology*, 152, 420–428.

Yuan, Q., Sparling, R. dan Oleszhiewicz, J.A. (2011). VFA generation from waste activated sludge : effect of temperature and mixing. *Chemosphere*, 82, 603–607.

Yu, L., Bule, M., Ma, J., Zhao, Q., Frear, C. dan Chen, S. (2014). Enhancing volatile fatty acid (VFA) and bio-methane production from lawn grass with pre-treatment. *Bioresource Technology*, 162, 243–249.

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Lamongan, 4 April 1990, merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis menjalani pendidikan formalnya di SDN Salaharwotan I, SMP Negeri I Ngimbang Lamongan, dan SMA Negeri 1 Ngimbang, Lamongan. Setelah lulus SMA tahun 2008, penulis mengikuti SNMPTN dan diterima di Jurusan Teknik Lingkungan FTSP-ITS serta terdaftar dengan NRP 3308100044.

Selama menjalani kuliah S1, penulis aktif di kegiatan UKM WE&T ITS sebagai staf HRD (2009-2010) dan sekretaris ED (2010-2011). Selain itu, penulis juga pernah aktif di FSI Al-Kaun (2009-2010). Pada tahun 2011 semester genap penulis menjadi asisten mata kuliah Sistem Drainase Perkotaan. Dalam tahap proses studi di ITS penulis mengambil tema tugas akhir tentang persampahan kota Surabaya yang berkaitan dengan rumah kompos yang ada di kota Surabaya sebagai lanjutan dari tema kerja praktek yang pernah dilakukan di rumah kompos yang dikelola oleh Dinas Kebersihan dan Pertamanan kota Surabaya. Setelah lulus S1 pada tahun 2012 penulis melanjutkan kuliah di program Pascasarjana Teknik Lingkungan ITS sambil bekerja sebagai staf AMDAL di CV. Rona Lestari. Kemudian pada tahun 2013 penulis mengikuti program *joint degree* ke Asian Institute of Technology, Thailand dan mengambil topik penelitian mengenai “Studi Biokinetik dari *Biocarrier* pada Reaktor Anaerobik Dua Tahap dengan Kondisi Termofilik”.

Segala kritik dan saran yang ingin disampaikan kepada penulis terkait tesis ini dapat disampaikan melalui e-mail penulis yaitu inda_lmg@yahoo.com atau lina_ind@enviro.its.ac.id.